

**Spülbedingungen für Tiefenfilter  
und deren Auswirkungen auf die Erstfiltratqualität**

Von der Fakultät für Ingenieurwissenschaften, Abteilung Maschinenbau der  
Universität Duisburg-Essen  
zur Erlangung des akademischen Grades

DOKTOR-INGENIEUR

genehmigte Dissertation

von

Carsten Bäcker

aus

Lünen

Referent: Prof. Dr.-Ing. habil. Rolf Gimbel

Korreferent: Prof. Dr.-Ing. Siegfried Ripperger

Tag der mündlichen Prüfung: 15. Juli 2010

## Vorwort

---

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Fachbereich Energie • Gebäude • Umwelt der Fachhochschule Münster in enger Kooperation mit dem IWW Rheinisch-Westfälisches Institut für Wasserforschung gemeinnützige GmbH in Mülheim an der Ruhr und dem Institut für Verfahrenstechnik / Wassertechnik der Fakultät für Ingenieurwissenschaften an der Universität Duisburg-Essen.

Meinem Doktorvater Herrn Prof. Dr.-Ing. Rolf Gimbel danke ich sehr herzlich dafür, dass er mir die Anfertigung der vorliegenden Arbeit ermöglicht hat. Seine konstruktiven Anregungen und die wohlwollende Förderung haben in hohem Maße zum Gelingen der Arbeit beigetragen.

Herrn Prof. Dr.-Ing. Siegfried Ripperger vom Lehrstuhl für Mechanische Verfahrenstechnik der Technischen Universität Kaiserslautern danke ich sehr herzlich für die Übernahme des Korreferates und der damit verbundenen Arbeit.

Herrn Prof. Dr.-Ing. Christian Becke danke ich sehr herzlich für die zugestandenen Freiräume zur Bearbeitung der Thematik. Seine wertvollen Vorschläge, Anregungen und die intensiven Diskussionen haben zum guten Gelingen dieser Arbeit beigetragen.

Weiterer Dank gilt Herrn Dr.-Ing. Andreas Nahrstedt, Herrn Dipl.-Ing. Manfred Schlieper, Herrn Dipl.-Ing. Thorsten Krohner und Herrn Dipl.-Ing. Peter Wicher für ihre vielfältige Unterstützung während der Anfertigung dieser Arbeit.

Ich möchte dem gesamten Kreis meiner Kolleginnen und Kollegen für ihre Unterstützung bei der Anfertigung dieser Arbeit danken.

Schließlich gilt mein ganz besonderer Dank meinen Eltern und meinem Bruder Claus für die vielen wichtigen Ratschläge.

# Inhaltsverzeichnis

---

<b>1</b>	<b>Einleitung</b>	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>Zielsetzung</b>	<b>3</b>
<b>3</b>	<b>Anwendungsorientierte Grundlagen</b>	<b>4</b>
3.1	Tiefenfiltration	4
3.1.1	Bauweise eines Tiefenfilters	4
3.1.2	Betrieb eines Tiefenfilters	6
3.1.2.1	Filtration	6
3.1.2.2	Filterspülung	7
3.1.3	Erstfiltrat	9
3.2	Strömungstechnische Grundlagen	13
3.2.1	Strömungszustände im Tiefenfilter	13
3.2.2	Bettporosität	14
3.2.3	Lockerungspunkt	15
3.2.4	Druckverlust im Filterbett	16
3.2.4.1	Druckverlust im Festbett	16
3.2.4.2	Druckverlust im Wirbelbett	16
3.2.5	Partikelkräftegleichgewicht	17
3.2.6	Überstauhöhe und Kantenüberfallhöhe	18
3.3	Numerisches Verfahren	20
3.3.1	Erhaltungsgleichungen	20
3.3.2	Diskretisierungsverfahren	21
3.3.3	Lösungsverfahren zur Linearisierung	21
3.3.4	Zeitdiskretisierung	22
3.3.5	Druckkorrekturgleichung	22
3.3.6	Druckinterpolation	23
3.3.7	Iterativer Lösungsalgorithmus	23

3.3.8	Turbulenzmodelle	24
3.3.9	Volume of Fluid (VoF)-Methode	25
3.3.10	Poröse Medien	26
3.3.11	Species-Transport Modell	26
3.3.12	Discrete-Phase-Model (DPM)	27
3.3.13	Gittergenerierung	27
<b>4</b>	<b>Halbtechnische Versuche</b>	<b>29</b>
4.1	Versuchsaufbau	29
4.2	Versuchsreihen	31
4.2.1	Versuchsdurchführung	31
4.2.2	Filterlauf ohne Zweitbeladung	32
4.2.3	Partikelverhalten bei der Filterspülung im Überstauraum	41
4.2.4	Filterlauf mit einer Zweitbeladung von 2 mg/l Ocker	44
4.2.5	Untersuchungen zur Anfahrgeschwindigkeit bei Filtrationsstart	46
4.2.6	Differenzierte Betrachtung in Abhängigkeit der Partikelgröße	48
<b>5</b>	<b>Numerische Strömungssimulation</b>	<b>53</b>
5.1	Allgemeines	53
5.2	Geometrien des Überstauraums	53
5.2.1	Zylindrischer Filter DN 400	54
5.2.2	Zylindrischer Filter DN 3.500	55
5.2.3	Rechteckfilter	56
5.3	Austragszeit des Überstauwassers	56
5.3.1	Numerische Modellierung zur Austragszeit	57
5.3.1.1	Simulation der Austragszeit des Überstauwassers	58
5.3.1.2	Austragszeiten für das Restspülwasser im Überstauraum	61
5.4	Verweilzeit der Partikel im Überstauraum	65
5.4.1	Betrachtungen zum Grenzkorndurchmesser	65
5.4.2	Numerische Modellierung der Partikelaustragszeit	66
5.4.2.1	Partikelaustragszeit in Abhängigkeit der Nachspülgeschwindigkeit	67
5.4.2.2	Partikelaustragszeit in Abhängigkeit des Partikeldurchmessers	70

5.4.2.3	Partikelaustragszeit in Abhängigkeit der Partikeldichte	72
5.5	Vergleich von Ablaufsystemen	73
<b>6</b>	<b>Großtechnische Umsetzung</b>	<b>80</b>
6.1	Beschreibung des Aufbereitungsprozesses	80
6.2	Ermittlung des Status Quo der großtechnischen Filteranlage	81
6.2.1	Trübung im Filtrat	81
6.2.2	Trübung im Überstauwasser während der Filterspülung	83
6.2.3	Filtrationsgeschwindigkeit	84
6.3	Anpassung des Spülprozesses der großtechnischen Filteranlage	86
<b>7</b>	<b>Zusammenfassende Darstellung der Ergebnisse</b>	<b>89</b>
<b>8</b>	<b>Zusammenfassung</b>	<b>93</b>
<b>9</b>	<b>Literaturverzeichnis</b>	<b>96</b>
<b>10</b>	<b>Formel- und Abkürzungsverzeichnis</b>	<b>103</b>
<b>11</b>	<b>Anhangverzeichnis</b>	<b>107</b>

# 1 Einleitung

---

Ein häufig angewendetes Verfahren zur großtechnischen Aufbereitung und zur Sicherstellung des hygienisch einwandfreien Zustands von Trinkwasser ist die Tiefenfiltration. Es handelt sich hierbei um ein seit über einhundert Jahren zuverlässiges Verfahren zur Partikelabtrennung. Obwohl es zwischenzeitlich eine ganze Reihe von Neuentwicklungen im Bereich der Trinkwasseraufbereitung gibt, z. B. die Membrantechnologie, ist die Tiefenfiltration nach wie vor ein wichtiges Aufbereitungsverfahren zur Gewinnung von Trinkwasser.

Im Laufe der Zeit wurde an konstruktiven Verbesserungen der Filteranlagen gearbeitet und es wurde versucht, die Wirkmechanismen zu analysieren. Hierbei wurde vor allem die Filtrationsphase betrachtet. Einen entscheidenden modelltheoretischen Ansatz hierzu lieferte GIMBEL (1984). Dem Einfluss der Filterspülung wurde hingegen lange Zeit nur eine geringe Aufmerksamkeit entgegen gebracht. Mit der Spülung von Tiefenfiltern befasste sich unter anderem MOLL (1988). Ihm gelang es mittels halbtechnischer Versuche für verschiedene Filtermaterialien die für eine optimale Filterbettreinigung notwendigen Spülgeschwindigkeiten zu ermitteln. Darüber hinaus wurden diverse Untersuchungen zur Optimierung von Spülprogrammen durchgeführt [z. B. MEYER (1980), MOLL (1983)].

Über lange Zeit war das Interesse der Forschung an weiteren Untersuchungen der Tiefenfiltration zurückgegangen. Erst Ende der 80er Jahre wurde der Tiefenfiltration wieder vermehrt Aufmerksamkeit gewidmet. Ursache hierfür waren die gewonnenen Erkenntnisse zur Belastung der Rohwässer zur Trinkwassergewinnung, die unter dem Einfluss von Oberflächenwasser stehen. Diese Wässer waren teilweise mit Krankheitserregern belastet. Hierbei handelt es sich u. a. um Zysten, die als partikuläre Wasserinhaltsstoffe vorliegen und gegen die gängigen Desinfektionsverfahren resistent sind. Damit gewannen die partikelabscheidenden Aufbereitungsverfahren und deren Effektivität wieder an Bedeutung.

Die fortschreitenden Entwicklungen auf dem Gebiet der Partikelmessstechnik ermöglichen es, die Partikelkonzentration in den Filtraten größenabhängig zu analysieren. Unter anderem fanden CLEASBY et al. (1983) heraus, dass bei der Tiefenfiltration jeweils nach der Filterspülung (Erstfiltrat) vermehrt Partikel im Größenbereich von 7 - 12 µm nur unzureichend zurückgehalten wurden. In diesem Größenbereich kommen auch die Dauerstadien pathogener Mikroorganismen wie *Giardia lamblia* (G.) und *Cryptosporidium parvum* (C.) vor.

Aufgrund dieser Erkenntnisse begann man vor allem in den USA das Erstfiltrat detailliert zu betrachten. Die Bedeutung der Beschaffenheit des Erstfiltrates wurde u. a. von AMIRTHARAJAH (1988) und ONGERTH (1990) bei ihren Untersuchungen in amerikanischen Wasserwerken bestätigt. Aufgrund der in den USA gewonnenen Erkenntnisse sah sich 1997 in Deutschland die Trinkwasserkommission des Umweltbundesamtes (UBA) veranlasst, neue Forderungen hinsichtlich der Partikelabscheidung und der Einhaltung von mikrobiologischen Parametern zu stellen [Bundesgesundheitsblatt 12/97].

Damit ergab sich auch für die deutschen Wasserwerke die Notwendigkeit, sich mit dem Thema Erstfiltrat auseinander zu setzen. Die allgemein übliche Überwachung des Sammelfiltrats im Reinwasserbehälter war nicht mehr zielführend. Deshalb wurde das Monitoring des Einzelfilterablaufs empfohlen. Als Konsequenz u. a. aus den Erkenntnissen des Einzelfiltermonitorings wird bei Wasserwerken, deren Rohwasser direkt von Oberflächenwasser beeinflusst wird, der so genannte Erstfiltratabschlag nach der Filterspülung erforderlich, wenn die Beschaffenheit des Erstfiltrats nicht den Anforderungen genügt [DVGW-Arbeitsblatt W 213-3].

In einer DVGW-Literaturstudie stellten GIMBEL und NAHRSTEDT (2004) umfassend die Erstfiltratproblematik dar. Darin wurden auch Optimierungsansätze zur Filterspülung dargestellt. Diese Ausführungen und die aktuelle Diskussion über den Erstfiltratabschlag sind ein Indikator für den Forschungsbedarf bei der Spülung von Tiefenfiltern unter Einbezug der Erstfiltratproblematik.

## 2 Zielsetzung

---

Ziel dieser Arbeit ist es, die Spülprozesse von Tiefenfiltern zu optimieren und deren Auswirkungen auf die Erstfiltratqualität zu untersuchen. Dazu war es notwendig, die Partikelbelastung im Filter nach der Filterspülung zu quantifizieren, um Ursachen für mögliche Qualitätseinbußen beim Erstfiltrat zu erkennen. Bei der anschließenden Optimierung der Spülprozesse sollten sowohl verfahrenstechnische als auch konstruktionstechnische Gesichtspunkte berücksichtigt werden.

Zur Klärung der Wirkmechanismen wurden Filtrations- und Spülversuche an einer halbtechnischen Versuchsanlage durchgeführt. Dabei sollte der Einfluss unterschiedlicher Spülprogramme auf die Erstfiltratqualität untersucht werden.

Ergänzend zu den halbtechnischen Versuchen sollten Untersuchungen mit dem kommerziellen Strömungssimulationsprogramm FLUENT durchgeführt werden. Mittels der numerischen Strömungssimulation lassen sich die Strömung und der Partikeltransport im Überstauraum von Tiefenfiltern untersuchen. Insbesondere kann der Einfluss der Partikel- und Prozessparameter auf den Partikeltransport bei der Filterspülung berechnet und visuell betrachtet werden. Die Simulationsergebnisse können auch Hinweise auf mögliche Veränderungen und Verbesserungen an der Filterkonstruktion geben. Darüber hinaus bietet die Strömungssimulation die Möglichkeit eines Scale-up von der Versuchsanlage auf Filterkessel und -becken mit größeren, der großtechnischen Praxis entsprechenden Abmessungen.

Als letzter Schritt sollte eine großtechnische Umsetzung der mittels halbtechnischer Versuche und Strömungssimulation ermittelten Erkenntnisse stattfinden. Hierbei sollten Tiefenfilter betrachtet werden, die im Betrieb deutliche Qualitätseinbußen beim Erstfiltrat aufzeigen. An der großtechnischen Filteranlage sollte eine Modifikation des Spülprogramms durchgeführt werden. Änderungen an der Konstruktion des Tiefenfilters bzw. Nachrüstungen an der bestehenden Verfahrenstechnik sollten dabei nicht vorgenommen werden.



## **3 Anwendungsorientierte Grundlagen**

---

### **3.1 Tiefenfiltration**

Bei der Tiefenfiltration werden im Gegensatz zur Oberflächenfiltration die aus dem Fluid abzutrennenden Partikel im Inneren einer körnigen Filterschicht zurückgehalten. Dazu müssen die abzuscheidenden Trübstoffe deutlich kleiner als die Porenweite der Filterschicht sein. Die Abscheidung der Wasserinhaltsstoffe innerhalb der Filterschicht ist unterteilt in den Transport der Wasserinhaltsstoffe zum Filterkorn und die Haftung der Partikel an der Oberfläche des Filterkorns. Die physikalisch-chemischen Transport- und Haftbedingungen innerhalb des Filterbetts sind ausführlich bei GIMBEL (1984) dargestellt. Nach beendeter Filterlaufzeit muss der Tiefenfilter mittels Filterspülung regeneriert werden. Dieses erfolgt durch einen durch die Filterschicht aufwärts gerichteten Fluidstrom. Dabei werden die während der Filtration angesammelten Partikel abgelöst und aus dem Filter ausgetragen.

#### **3.1.1 Bauweise eines Tiefenfilters**

Tiefenfilter werden hinsichtlich ihrer Betriebs- und Bauweise unterschieden. In Abbildung 3.1 ist der schematische Aufbau eines Tiefenfilters in geschlossener Bauweise (Druckfilter) dargestellt. Filter in geschlossener Bauweise sind meistens als zylinderförmige Stahlkessel ausgeführt und erreichen eine Filterfläche von bis zu 30 m<sup>2</sup>. Deutlich größere Filterflächen lassen sich mit Tiefenfiltern in offener Bauweise realisieren, die in der Regel als rechteckige Stahlbetonbecken ausgeführt werden.

Der Aufbau von Tiefenfiltern ist ähnlich. Der Filterboden trennt die Filterschicht vom Filtratsammelraum. Am häufigsten wird der Filterboden als Düsenboden mit mindestens 64 Filterdüsen pro Quadratmeter ausgeführt. Neben den Filtern mit Düsenboden gibt es noch die Gruppe der düsenlosen Filter. Hierzu zählen u. a. Filter mit Schlitzböden und Filtersysteme, die anstelle eines trennenden Bodens ein Drainagesystem nutzen.

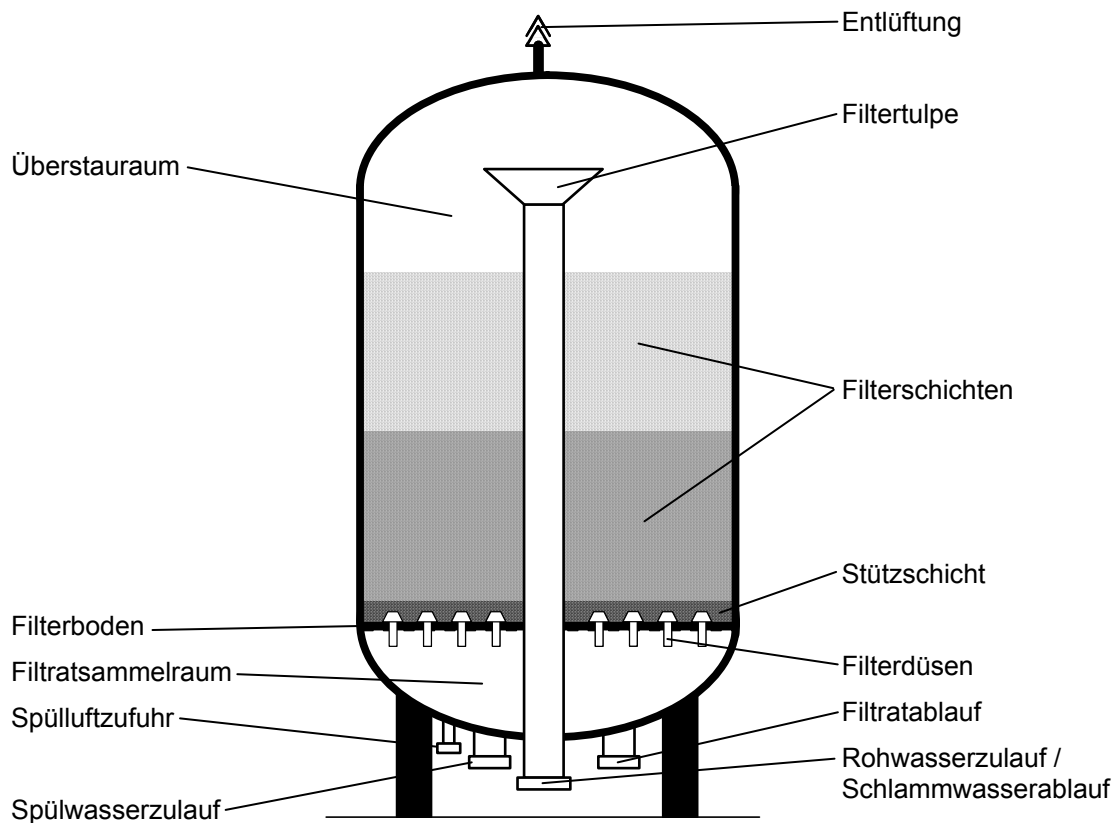


Abb. 3.1: Schematischer Aufbau eines Tiefenfilters in geschlossener Bauweise

Oberhalb des Filterbodens befindet sich die Stützschrift. Die Stützschrift sorgt in Kombination mit dem Filterboden für eine gleichmäßige Verteilung des Spülwassers und verhindert ein Eindringen des Filtermaterials in die Düsenschlitzte. Die Filterschrift kann aus einem Filtermaterial (Einschriftfilter) oder aus mehreren Filtermaterialien (Mehrschriftfilter) mit unterschiedlichen Korngrößen und aufeinander abgestimmten Korndichten bestehen. Beim Mehrschriftfilter muss zwischen den Filtermaterialien eine dauerhafte Trennung sichergestellt werden. Eine geeignete Filtermaterialkombination ist nach MOLL (1980) dann erreicht, wenn die Lockerungsgeschwindigkeit (Kapitel 3.2.3) der oberen Filterschrift etwa 80 bis 90 % der Lockerungsgeschwindigkeit der unteren Filterschrift entspricht. Bei Mehrschriftfiltern kommen meistens nur zwei Filterschriften zum Einsatz. Ein Vorteil von Mehrschriftfiltern ist, dass die Filterschrifttiefe während der Filtrationsphase effizienter genutzt werden kann. Größere Partikel werden in der oberen Filterschrift, die

feineren Partikel in der unteren Filterschicht zurückgehalten. Als Kombination sind Quarzsand (unten) und Anthrazit (oben) sehr verbreitet.

Zwischen der Oberkante des Filtermaterials und dem Schlammwasserablauf befindet sich der Überstauraum. Er muss so dimensioniert sein, dass er das bei der Filterspülung stark ausgedehnte Filterbett aufnehmen kann und dass kein Filtermaterial über den Schlammwasserablauf ausgetragen wird. Bei der offenen Bauweise muss der Überstau auch das Rohwasser, dessen Höhe während des Filterbetriebs ansteigen kann, aufnehmen (Kapitel 3.1.2.1).

Das bei der Filterspülung anfallende schlammhaltige Wasser wird über einen Schlammwasserablauf abgeleitet. Er muss so dimensioniert sein, dass das anfallende schlammhaltige Wasser drucklos und rückstaufrei aus dem Tiefenfilter abgeleitet werden kann. Je nach Filterkonstruktion dienen als Schlammwasserablauf trichterförmige Filtertulpen, Ablaufrinnen oder Klappen.

### **3.1.2 Betrieb eines Tiefenfilters**

#### **3.1.2.1 Filtration**

Während der Filtrationsphase werden Tiefenfilter in der Regel von oben nach unten durchströmt (Abstromfilter). Die betrachteten Tiefenfilter werden aufgrund der Filtrationsgeschwindigkeit, die zwischen 3 und 30 m/h beträgt, auch als Schnellfilter bezeichnet. Die Filtrationsgeschwindigkeit ist definiert als:

$$v_F = \frac{\dot{V}}{A_F} \quad (3.1)$$

$v_F$  : Filtrationsgeschwindigkeit [m/h]

$\dot{V}$  : Volumenstrom [m³/h]

$A_F$  : Filterquerschnittsfläche [m²]

In einem Tiefenfilter in offener Bauweise durchströmt das Rohwasser das Filtermaterial drucklos, ausschließlich durch Schwerkraft. Während des Filterbetriebs

steigt der Druckverlust im Filterbett durch die am Filtermaterial abgelagerten Partikel an. In vielen Fällen in der Praxis und an dem in dieser Arbeit verwendeten VersuchsfILTER wird als Filterdurchflussregelung die Überstauregulierung eingesetzt. Dabei wird der zunehmende Druckverlust im Filterbett durch den Anstieg der Wasserhöhe im Überstauraum ausgeglichen. Die Filtrationsgeschwindigkeit bleibt dadurch während der gesamten Filterlaufzeit konstant.

Die Dauer der Filtrationsphase ist vom Filteraufbau und der Qualität des Rohwassers abhängig. Das Ende der Filtrationsphase ergibt sich aus zwei Indikatoren. Ein Indikator ist die Anzahl der Partikel im Filtrat. Diese verursachen eine Trübung des Filtrats. Wenn die Trübungswerte über den vorgegebenen Grenzwert ansteigen, spricht man von einem beginnenden Filterdurchbruch. Bei der Aufbereitung von Oberflächenwässern sind im Ablauf der partikelabtrennenden Stufe Trübungswerte von 0,1 - 0,2 FNU anzustreben [Liste der Aufbereitungsstoffe und Desinfektionsverfahren (2008)]. Der andere Indikator ist der Anstieg des Druckverlusts im Filterbett. Ist der Druckverlust zu groß, wird der Überstau zu hoch bzw. der Filterbetrieb unwirtschaftlich.

### **3.1.2.2 Filterspülung**

Nach Beendigung des Filtrationszyklus muss der Tiefenfilter gespült werden. Dabei wird die Filterschicht von einem aufwärts gerichteten Fluidstrom durchströmt. Bei der Wasserspülphase expandiert die Filterschicht in Abhängigkeit der Spülgeschwindigkeit. Bei der Filterspülung handelt es sich entweder um eine reine Wasserspülung oder um eine Kombination von Luft- und Wasserspülung. Bei letzterer können die beiden Fluide gleichzeitig oder nacheinander zur Filterspülung genutzt werden. Die Filterspülung wird in zwei Prozesse unterteilt:

- Ablösung der Trübstoffe vom Filterkorn
- Transport der Trübstoffe aus dem Filterbett und Überstauraum

Für die Ablösung der Trübstoffe vom Filterkorn sind die Scherbeanspruchung der Beladungsschichten und die Korn-Korn-Interaktionen verantwortlich. Um eine aus-

reichende Abreinigung von am Filterkorn angelagerter Trübstoffe zu erzielen, muss das Filterbett fluidisiert sein. AMIRTHARAJAH (1984) beschreibt, dass selbst unter idealen Randbedingungen eine vollständige Reinigung der Filterkornoberfläche aufgrund der wirkenden Haftkräfte (primär van-der-Waals-Kräfte) nicht möglich ist. Eine optimale Wirkung der Scherkräfte liegt laut MOLL (1988) bei einer Expansion des Filterbetts von 90 % vor. Diese große Expansion des Filtermaterials ist mit sehr hohen Kosten, sowohl Investitionskosten als auch Betriebskosten, verbunden und deshalb nicht wirtschaftlich. Bei einer 10 %-igen Expansion einer Quarzsandfilterschicht wirken noch 93 % der maximal möglichen Scherkräfte. Dieses ist nach MOLL (1988) für eine ausreichende Reinigung des Filtermaterials ausreichend. Die erforderliche Spülgeschwindigkeit für die Wasserspülphase ist nach MOLL (1988) für Quarzsand bei einer Filterbettexpansion von 10 % und für Anthrazit von 25 % erreicht. CLEASBY et al. (1998) haben sich ebenfalls mit der optimalen Spülgeschwindigkeit für Tiefenfilter befasst. Hier wird eine Filterbettexpansion von über 20 % als optimal angesehen. MEYER (1980) legt die optimale Spülgeschwindigkeit anhand der Bettporosität fest. Für eine optimale Filterspülung muss eine Bettporosität zwischen 65 bis 70 % erreicht werden.

Der Abtransport der resuspendierten Stoffe erfolgt ausschließlich mittels Wasserspülung. NAUMANN (1951) kommt bei seinen Untersuchungen zu dem Ergebnis, dass sich zu geringe Spülgeschwindigkeiten negativ auf den Abtransport der gelösten Trübstoffe aus dem Filter auswirken und darüber hinaus Totzonen im Filterüberstau entstehen.

Eine regelmäßige Filterspülung ist notwendig, um Verbackungen und Verkeimungen des Filtermaterials zu vermeiden [DVGW-Arbeitsblatt W213 (2005)]. Bei der reinen Wasserspülung können die am Filtermaterial angreifenden Scherkräfte zu gering sein, um Verbackungen des Filtermaterials vollständig aufzubrechen. Durch Verbackungen entstehen Kanäle und Blockaden im Filterbett, die zu Vorzugsströmungen mit höherer Fließgeschwindigkeit und somit zu deutlichen Qualitätseinbußen des Filtrats führen. Wenn Verbackungen im Filterbett vorliegen, kann auch keine ausreichende Reinigungsleistung durch die Wasserspülung erreicht werden.

Wird Luft als zusätzliches Spülmedium eingesetzt, können mögliche Verbackungen beseitigt werden und es besteht die Möglichkeit, die Filterkörner intensiver zu reinigen. In der Regel wird die Luftspülung ohne gleichzeitige Wasserspülung angewendet. Gelegentlich ist es jedoch sinnvoll, die Luftspülung durch eine Wasserspülung mit geringer Spülgeschwindigkeit zu unterstützen. Eine gleichzeitige Luft- / Wasserspülung kommt jedoch nur in Einschichtfiltern zur Anwendung.

Bei einer reinen Luftspülung findet kein Transport der Wasserinhaltsstoffe aus dem Filter statt, deshalb ist nach einer Luftspülung immer eine Spülphase mit Wasser (Klarspülung) notwendig. Vor Beginn der nächsten Filtrationsphase muss die Luft komplett aus dem Filterbett entfernt werden.

Bei Mehrschichtfiltern müssen nach der Filterspülung die Filterschichten wieder getrennt vorliegen. Damit hat die letzte Spülphase zusätzlich die Aufgabe, für eine Trennung zwischen den einzelnen Filtermaterialsichten zu sorgen (Trennspülung).

Die Reihenfolge der einzelnen Spülphasen, die Spülzeiten und die Spülgeschwindigkeit sind in einem Spülprogramm festzulegen. Zusätzlich enthält das Spülprogramm die Ruhezeiten für eine Entlüftung und für das Absenken des Wasserstandes. Das Spülprogramm ist individuell auf die Charakteristik des Tiefenfilters abgestimmt.

### **3.1.3 Erstfiltrat**

Die erste Phase der Filtration bei Tiefenfiltern nach der Filterspülung wird als Erstfiltratphase bezeichnet. Sie zeichnet sich bei vielen Tiefenfiltern durch eine schlechte Filtratqualität aus und kann einige Stunden andauern. Lange Zeit wurde der Erstfiltratphase keine Aufmerksamkeit geschenkt. Ursache hierfür war, dass die Wasseranalysen nicht am Ablauf der Einzelfilter sondern im Reinwasserbehälter durchgeführt wurden. Eine im Vergleich zur gesamten Filterlaufzeit kurzzeitige Verschlechterung der Filtratqualität einzelner Tiefenfilter war infolge der Vermischung im Sammelfiltrat oder im großen Wasservolumen des Reinwasserbehälters nicht nachweisbar.

Erst in den letzten 20 Jahren wurde der Erstfiltratqualität größere Bedeutung zugestanden. Dieses lag nicht zuletzt an der Nutzung der onlinefähigen Partikel- und Trübungsmesstechnik sowie der bakteriologischen Untersuchungen für die Filtrate von Einzelfiltern. Hierdurch war es möglich, das Erstfiltrat detaillierter zu betrachten. Die hygienische Relevanz des Erstfiltrates wurde durch die Untersuchungen von LeCHEVALLIER et al. (1991), PATANIA (1991, 1995) und McTIGUE (1998) deutlich. Sie stellten fest, dass die höchste Konzentration an pathogenen Mikroorganismen wie C. und G. während der Erstfiltratphase aus Tiefenfiltern ausgetragen wird. Aufgrund der hygienischen Relevanz ist die Notwendigkeit des Erstfiltratabschlags gegeben. Dieses betrifft vor allem Wasserwerke mit Oberflächenwassereinfluss. Ein Erstfiltratabschlag bedeutet grundsätzlich zusätzliche Kosten. Selbst wenn das Erstfiltrat wieder dem Rohwasser zugeführt würde, steht der Tiefenfilter in dieser Zeit nicht für die Produktion von Trinkwasser zur Verfügung.

AMIRTHARAJAH und WETSTEIN (1980) untersuchten detailliert die Filtratqualität zu Filtrationsbeginn. 1985 befasste sich AMIRTHARAJAH (1985) erneut mit der Reinwasserqualität nach Filtrationsbeginn. Dabei teilte er das Erstfiltrat von Tiefenfiltern zeitlich in drei Phasen ein (Abbildung 3.2). Als Indikator verwendeten die Autoren Eisen. Hierzu wurde Trinkwasser mit Eisen(II)-sulfat oder Eisen(III)-chlorid versetzt und als Rohwasser eingesetzt. Im Erstfiltrat wurde dann die Konzentration an Gesamteisen ermittelt.

Nach dem Filtrationsstart tritt am Reinwasserablauf zunächst reines Spülwasser auf, das nach der Spülung in der Reinwasserkammer verblieben ist, dann ein mit partikulären und kolloidalen Rückständen aus der Filterspülung versetztes Spülwasser. Hierbei wird unterteilt in Spülrückstände aus dem Filterbett und dem Überstau. Das Wasser aus dem Überstau steht schon unter dem Einfluss von zufließendem Rohwasser. Der Tiefenfilter war zu Beginn der Filtration nicht in der Lage, die hohen Partikelfrachten ausreichend zurückzuhalten.

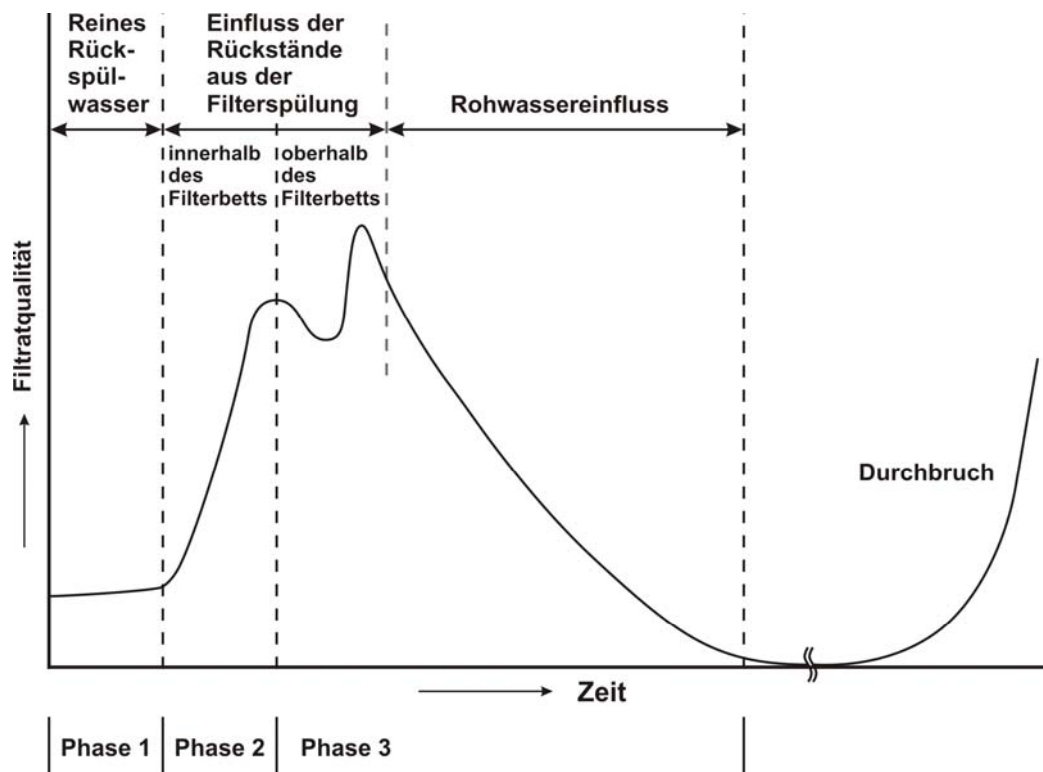


Abb. 3.2: Charakteristisches Verhalten der Trübung von Erstfiltrat in drei Phasen nach AMIRTHARAJAH und WETSTEIN (1980)

Neben den Arbeiten aus den USA gibt es auch in deutschen Wasserwerken Untersuchungen zur Erstfiltratqualität. HUTTER (1994) untersuchte in Deutschland drei Wasserwerke zur Aufbereitung von Oberflächenwasser. Positive Befunde von C. und G. wurden nur während der Erstfiltratphase festgestellt. Das Erstfiltrat von Tiefenfiltern, die Talsperrenwasser aufbereiten, wurde von BERNHARDT und CLASEN (1996) untersucht. Im Hinblick auf die Belastung mit Mikroorganismen kommen sie zu dem Ergebnis, dass bei der Aufbereitung von Talsperrenwasser ein Erstfiltratabschlag zwingend notwendig ist. Der Erstfiltratabschlag wird ebenfalls von GIMBEL (1998) und CLASEN (1998) befürwortet. Auf die Bedeutung der Erstfiltratqualität aus hygienischer Sicht weisen zusammenfassend GIMBEL und NAHRSTEDT (2004) in einer DVGW-Literaturstudie hin. Neben Ansätzen zur Optimierung der Filterspülung liefert die Studie Empfehlungen zur Anlagenkontrolle und zum Prozessmonitoring.

Aufgrund der gewonnenen Erkenntnisse ist es aus hygienischer und wirtschaftlicher Sicht sinnvoll, die Erstfiltratqualität von Tiefenfiltern zu verbessern. Dieses bedeutet



vor allem, die Dauer und das Ausmaß der Qualitätsbeeinträchtigung zu vermindern. Hierzu gibt es international mittlerweile einige Optimierungsansätze:

- Langsamstart der Filtration
- Polymerzusatz zum Spülwasser
- Anpassung des Spülprogramms

Der Langsamstart von Tiefenfiltern nach der Filterspülung ist in Großbritannien und den USA sehr verbreitet. COLTON et al. (1996) konnten mittels eines Versuchsfilters nachweisen, dass die Passage von Partikeln im Größenbereich von 2 - 5 µm um mehr als die Hälfte durch einen Langsamstart reduziert werden konnte.

Eine weitere Möglichkeit, die Erstfiltratqualität zu verbessern, bietet der Zusatz von polymeren Flockungshilfsmitteln zur letzten Wasserspülphase, so dass das Polymer in das Filterbett eindringen kann. Ziel ist es, bei Filtrationsstart ein vorkonditioniertes Filterbett zur Verfügung zu stellen. Nach einem zeitverzögerten Filtrationsstart wurde dann ein deutlich geringerer Partikeldurchlass im Erstfiltrat festgestellt. Dies ist ein Verfahren, das in britischen Wasserwerken zur Anwendung kommt. Problematisch ist in diesem Zusammenhang jedoch, dass die maximal zulässige Polymerkonzentration im Filtrat nicht überschritten wird. Deshalb kommen derartige Verfahren in Deutschland nicht zur Anwendung.

Einen Ansatz zur Anpassung des Spülprogramms liefern AMBURGEY et al. (2003) und AMBURGEY et al. (2004). Sie führten eine zusätzliche Spülphase nach der üblicherweise abschließenden Klarspülung mit Wasser ein. Diese zusätzliche langsame Wasserspülung ohne Fluidisierung des Filtermaterials dient dazu, die nach der Filterspülung verbliebenen Trübstoffe möglichst vollständig aus dem Filterbett und dem Überstauraum auszutragen und wurde von den Autoren „Extended Terminal Subfluidization Wash“ (ETSW) genannt. Hierdurch konnte eine deutliche Verbesserung der Trübung während der Erstfiltratphase bei der Aufbereitung von Seewasser erreicht werden. Darüber hinaus wurde diese zusätzliche Spülphase um eine weitere Option ergänzt. Der Überstauraum wurde nach dem ETSW mit geflocktem Rohwasser aufgefüllt und es wurde eine Ruhephase vor dem Filtrationsstart eingeführt. Die Kombination dieser Ansätze führte zu einer weiteren Verbesserung der Erstfiltratqualität.

## **3.2 Strömungstechnische Grundlagen**

### **3.2.1 Strömungszustände im Tiefenfilter**

Die Strömung im Überstauraum eines zylindrischen Tiefenfilters kann als Einlaufphase einer Rohrströmung betrachtet werden. Je nach Größe der Reynolds-Zahl stellt sich ein laminarer oder turbulenter Strömungszustand ein.

Eine idealisierte Form der Rohrströmung ist die Kolbenströmung (Pfropfströmung), hier liegt die Geschwindigkeitsverteilung als Blockprofil vor. Da für jeden einzelnen Querschnitt senkrecht zur Fließrichtung die Geschwindigkeit des Fluids gleich ist, haben alle eintretenden Fluidteilchen innerhalb der Geometrie die gleiche Verweilzeit. Meistens treten Kolbenströmungen hinter einem maßgeblichen Strömungswiderstand auf, der sich homogen über einem Strömungsquerschnitt erstreckt, wie bei einem Festbett. Eine Kolbenströmung bietet Vorteile beim Transport der Partikel aus dem Überstauraum während der Filterspülung. Die Fluidteilchen bewegen sich auf zur Rohrachse parallelen Stromlinien und es kommt nicht zu Rückvermischungseffekten [KRUSE (1999)].

Das Filterbett kann als Festbett oder als Wirbelbett vorliegen. Bei der Durchströmung in Richtung der Schwerkraft (Filtrationsphase) liegt unabhängig von der Geschwindigkeit (Filtrationsgeschwindigkeit) immer ein Festbett vor. Wird das Filterbett entgegen der Richtung der Schwerkraft durchströmt (Spülphase), so kann es als Festbett oder Wirbelbett vorliegen. Bei einem Wirbelbett wird die Schüttung aus granularem Filtermaterial so weit aufgelockert, dass alle Körner ohne permanenten Kontakt im Fluid suspendiert sind und sich unabhängig von einander bewegen können.

Bei der Filtrations- bzw. Spülgeschwindigkeit handelt es sich um eine sogenannte Leerrohrgeschwindigkeit. Durch die Einzelkörper der Schüttung ist der lichte Durchmesser deutlich reduziert. Deshalb ist die tatsächliche Fluidgeschwindigkeit im Filterbett während der Filtrations- bzw. Spülphase tatsächlich höher.

Die Größe der für das Fluid im Filterbett zur Verfügung stehenden Strömungskanäle wird durch den hydraulischen Durchmesser  $d_h$  charakterisiert. Er ist eine theoretische

Größe, mit der Berechnungen an Kanälen mit nicht kreisförmigem Querschnitt durchgeführt werden.

$$d_h = \frac{4 \cdot A}{U} \quad (3.2)$$

$d_h$  : hydraulischer Durchmesser [m]

$A$  : Strömungsquerschnitt [m<sup>2</sup>]

$U$  : benetzter Umfang [m]

### 3.2.2 Bettporosität

Die Bettporosität  $\varepsilon_F$  ist der Quotient aus dem Volumen zwischen den Körnern eines Filterbetts und seinem Gesamtvolumen und ist definiert als [DIN EN 12901 (2000)]:

$$\varepsilon_F = 1 - \frac{m_B}{\rho_K \cdot V_B} \quad (3.3)$$

$\varepsilon_F$  : Bettporosität [1]

$m_B$  : Bettmasse [kg]

$\rho_K$  : Kornrohddichte [kg/m<sup>3</sup>]

$V_B$  : Bettvolumen [m<sup>3</sup>]

Die Bettporosität ist ein Parameter für die vorliegende Lagerungsdichte des Filterbetts und ändert sich in Abhängigkeit von der Bettexpansion. Dementsprechend ergibt sich in einem Festbett eine geringere Bettporosität als in einem Wirbelbett. Die Bettporosität einer Filterschicht aus Anthrazit-N (Körnung 0,8 - 1,6 mm) erhöht sich z. B. von  $\varepsilon_F = 0,55$  in einem Festbett auf  $\varepsilon_F = 0,68$  bei einer Bettexpansion von 25 %. Bei einer Filterschicht aus Quarzsand (Körnung 0,63 - 1,00 mm) erhöht sich der Wert für die Bettporosität von  $\varepsilon_F = 0,42$  auf  $\varepsilon_F = 0,47$  bei einer Bettexpansion von 10 %. Damit herrscht im Festbett eine höhere Fließgeschwindigkeit, die dann im Wirbelbett geringer wird.

### 3.2.3 Lockerungspunkt

Der Übergang des Filterbetts von einem Festbett in ein Wirbelbett bei der Filterspülung wird durch den Lockerungspunkt (minimale Fluidisierung) gekennzeichnet. Die hier vorherrschende Geschwindigkeit wird als Lockerungsgeschwindigkeit bezeichnet. Im fluidisierten Zustand liegt ein Kräftegleichgewicht vor, so dass die einzelnen Filterkörner sich im Schwebezustand befinden. Es entspricht die Gewichtskraft  $F_G$  der Summe aus statischem Auftrieb  $F_A$  und Gesamtwiderstand  $F_W$  (Gleichung 3.11 - 3.13).

WEN und YU (1966) haben einen Ansatz zur Bestimmung der Lockerungsgeschwindigkeit mit Hilfe der Reynolds-Zahl im Lockerungspunkt und der Archimedes-Zahl erarbeitet. Bei der Reynolds-Zahl im Lockerungspunkt wird als charakteristische Länge, im Gegensatz zur Reynolds-Zahl bei Rohrströmungen, der Korndurchmesser verwendet. Ein Vorteil des Ansatzes von WEN und YU (1966) ist, dass der schwer ermittelbare Wert der Bettporosität bei Lockerungsgeschwindigkeit (Lockerungsporosität) nicht benötigt wird. Die Lockerungsporosität ist größer, als die Bettporosität im Festbett.

$$v_{mf} = \frac{Re_{mf} \cdot \nu}{d_p} \quad (3.4)$$

mit

$$Re_{mf} = \sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \cdot Ar} - 33,7 \quad (3.5)$$

$$Ar = \frac{d_p \cdot g}{\nu^2} \cdot \left( \frac{\rho_p}{\rho_f} - 1 \right) \quad (3.6)$$

$v_{mf}$  : Lockerungsgeschwindigkeit [m/s]

$Re_{mf}$  : Reynolds-Zahl im Lockerungspunkt [1]

$\nu$  : kinematische Viskosität [m<sup>2</sup>/s]

$d_p$  : Korndurchmesser [m]

$Ar$  : Archimedes-Zahl [1]

$g$  : Erdbeschleunigung [m/s<sup>2</sup>]

$\rho_p$  : Korndichte [kg/m<sup>3</sup>]

$\rho_f$  : Dichte des Fluids [kg/m<sup>3</sup>]

### 3.2.4 Druckverlust im Filterbett

Bei der Beschreibung des im Filterbett auftretenden Druckverlustes muss zwischen den Zuständen Festbett und Wirbelbett unterschieden werden. Die Annahmen für den Druckverlust im Festbett lassen sich sowohl für die Filtrationsphase als auch bei einer Spülgeschwindigkeit unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit anwenden.

#### 3.2.4.1 Druckverlust im Festbett

Der auf die Schichthöhe  $\Delta z$  bezogene Druckverlust  $\Delta p_v$  im Festbett beruht auf der Darcy-Gleichung. Er lässt sich in zwei Komponenten, den Viskositäts- und den Trägheitsanteil, aufteilen.

Eine experimentelle Bestimmung der Konstanten wurde unter anderem von KOZENY (1927), CARMAN (1937), ERGUN (1952) und MacDONALD et al. (1979) durchgeführt. Für Anwendungen in der Wasseraufbereitung finden die für den gesamten Reynoldsbereich gültigen Konstanten ( $k_1=150$ ,  $k_2=1,75$ ) von ERGUN (1952) Anwendung. Somit ergibt sich folgende Gleichung für den spezifischen Druckverlust des Festbettes [GIMBEL et al. (2004)]:

$$\frac{\Delta p_v}{\Delta z} = 150 \cdot \eta \cdot v_s \cdot \frac{(1 - \varepsilon_F)^2}{\varepsilon_F^3} \cdot \frac{1}{d_p^2} + 1,75 \cdot \rho_f \cdot v_s^2 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_F)}{\varepsilon_F^3} \cdot \frac{1}{d_p} \quad (3.7)$$

$\Delta p_v$  : Druckverlust [Pa]

$\Delta z$  : Schichthöhe [m]

$\eta$  : dynamische Viskosität [Pa·s]

$v_s$  : Spülgeschwindigkeit [m/s]

#### 3.2.4.2 Druckverlust im Wirbelbett

Im Wirbelbett werden die Filterkörner von dem entgegen der Schwerkraft strömenden Fluid in Schwebelage gehalten. Obwohl die Kornbewegung und die Bettausdehnung mit steigender Spülgeschwindigkeit bis zum Feststofftransport zunehmen, bleibt der Druckverlust des Fluids im gesamten Bereich der Wirbelschicht konstant.

Der Druckverlust in einem Wirbelbett entspricht dem Druckverlust im Lockerungspunkt. Für die Ermittlung des Druckverlustes im Wirbelbett wird nicht die Lockerungsporosität benötigt, sondern es wird die Bettporosität des Festbettes genutzt. Für ein flüssigkeitsdurchströmtes Wirbelbett ist der spezifische Druckverlust im Lockerungspunkt wie folgt definiert [SCHWISTER (2005)]:

$$\frac{\Delta p_V}{\Delta z} = g \cdot (1 - \varepsilon_F) \cdot (\rho_P - \rho_f) \quad (3.8)$$

### 3.2.5 Partikelkräftegleichgewicht

Auf die Oberfläche eines im Fluid befindlichen Trübstoffpartikels wirken Druck- und Reibungskräfte. In einer vertikalen Aufwärtsströmung, die bei einer Filterspülung vorliegt, bewegen sich die Partikel relativ zum strömenden Fluid. Für eine Kräftebilanz auf ein umströmtes kugelförmiges Partikel (Abbildung 3.3) sind die Gewichtskraft  $F_G$ , der statische Auftrieb  $F_A$  und der Gesamtwiderstand  $F_W$  zu berücksichtigen. Befinden sich diese am Partikel angreifenden Kräfte im Gleichgewicht  $F_G = F_A + F_W$ , so ist das Partikel im Fluidstrom ortsfest. Hierbei wird die Fließgeschwindigkeit als Schwebegeschwindigkeit bezeichnet. Um die Partikel während der Filterspülung austragen zu können, muss die Spülgeschwindigkeit größer als die Schwebegeschwindigkeit sein.

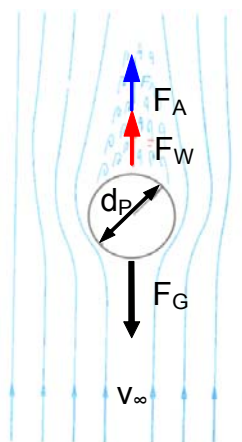


Abb. 3.3: Kräfte, die in einer aufwärts gegen die Schwerkraft gerichteten Strömung auf eine Kugel wirken [BOHL (2001)]

$$F_G = \rho_P \cdot V_P \cdot g \quad (3.9)$$

$$F_A = \rho_f \cdot g \cdot V_P \quad (3.10)$$

$$F_W = c_W \cdot \frac{\rho_f}{2} \cdot v_\infty^2 \cdot A_{St.} \quad (3.11)$$

$V_P$  : Partikelvolumen [m<sup>3</sup>]

$c_W$  : Widerstandsbeiwert [1]

$v_\infty$  : Anströmgeschwindigkeit [m/s]

$A_{St.}$  : Projektionsfläche des Partikels [m<sup>2</sup>]

### 3.2.6 Überstauhöhe und Kantenüberfallhöhe

Während der Filterspülung wird das Ablaufsystem eines Tiefenfilters vom Fluid überstaut. Der höchste Überstau des Fluids wird als Überstauhöhe  $h_0$  bezeichnet. Zum Schlammwasserablauf hin nimmt die Überstauhöhe ab. Die Fluidhöhe über der Ablaufkante wird als Kantenüberfallhöhe  $z_0$  bezeichnet. In Abbildung 3.4 ist dieses am Beispiel einer Filtertulpe eines Tiefenfilters dargestellt.

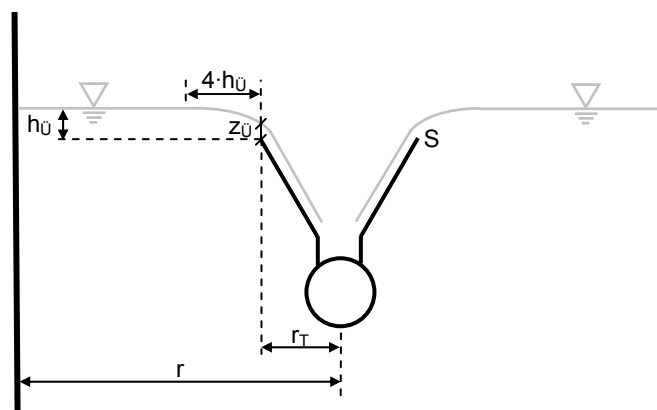


Abb. 3.4: Schema einer Ablauftulpe eines Tiefenfilters

Die höchste umlaufende Linie auf dem Rand der Filtertulpe S dient als Nullniveau für die Überstauhöhe  $h_U$  und die Kantenüberfallhöhe  $z_U$ . Ab einem Abstand von  $4 \cdot h_U$  von der Überfallkante bleibt der Wert für die Überstauhöhe  $h_U$  nach BOLLRICH (1992) konstant.

Strömungstechnisch entsprechen die Schlammwasserablaufsysteme von Tiefenfiltern einem Wehr. Deshalb kann die Berechnung des abfließenden Volumenstroms an einem Schlammwasserablauf allgemein nach der POLENI-Gleichung vorgenommen werden, die wie folgt definiert ist [PETER (2005)]:

$$\dot{V} = \frac{2}{3} \cdot \mu \cdot \sqrt{2 \cdot g} \cdot b_U \cdot h_U^{\frac{3}{2}} \quad (3.12)$$

$\dot{V}$  : Volumenstrom [ $\text{m}^3/\text{s}$ ]

$\mu$  : Überfallbeiwert [1]

$b_U$  : Länge oder Kreisumfang der Überfallkante [m]

$h_U$  : Überfallhöhe [m]

Der Überfallbeiwert  $\mu$  ist ein Maß für die Leistungsfähigkeit eines Überfalls und wird experimentell ermittelt. Er berücksichtigt die Strahlumlenkung und den Einfluss der realen Druck- und Geschwindigkeitsverteilung im Querschnitt [PETER (2005)]. Für die Filtertulpen wurde bei dem Versuchsfilter (Kapitel 4.1) mit einem Wert von ca. 0,71 gerechnet.

Bei einer seitlichen Ablaufrinne, beispielsweise in einem rechteckigen Filterbecken, entspricht  $b_U$  der Länge der Ablaufkante. Wird eine Filtertulpe als Ablaufsystem eingesetzt, muss für  $b_U$  der Kreisumfang der Ablaufkante berechnet werden.

$$b_U = 2 \cdot \pi \cdot r_T \quad (3.13)$$

$r_T$  : Radius der Filtertulpe [m]



### **3.3 Numerisches Verfahren**

Die numerische Strömungssimulation (CFD) ermöglicht die computergestützte Vorausberechnung von Transportvorgängen bei Fluiden. CFD-Tools sind bei der Auslegung und Projektierung von technischen Apparaten sehr hilfreich. Sie ermöglichen die numerische Lösung eines Systems aus partiellen Differentialgleichungen. Das Rechenergebnis ist jedoch stark von der Diskretisierung abhängig.

Die numerische Simulation hat gegenüber Versuchen einige Vorteile. So zeichnen sich die Simulationsprogramme durch hohe Geschwindigkeiten, insbesondere bei Parameterstudien, und geringe Kosten aus. Neben den numerischen Ungenauigkeiten ist jedoch die Modellannahme ein großer Nachteil. Die Geometrie wird meistens auf den Kernbereich des Strömungsproblems reduziert und dadurch deutlich vereinfacht. Dieses ist vor allem notwendig, um der zu Verfügung stehenden Hardware gerecht zu werden. Dieser Nachteil kann jedoch durch die Verifizierung mit Versuchsergebnissen ausgeglichen werden.

Die Durchführung der numerischen Berechnungen in dieser Arbeit erfolgte mit dem kommerziellen Strömungssimulationsprogramm FLUENT. Der verwendete CFD-Code enthält Turbulenzmodelle, Mehrphasenmodelle und Lösungsalgorithmen, die an ausgewählten Testfällen vom Hersteller verifiziert worden sind.

#### **3.3.1 Erhaltungsgleichungen**

Grundlage aller numerischen Berechnungsverfahren sind die Grundgleichungen für die Kontinuumsströmung. Die Kontinuitätsgleichung und die Navier-Stokes-Gleichung bilden ein System nicht linearer, partieller Differenzialgleichungen zweiter Ordnung. Für die im Rahmen dieser Arbeit durchgeführten Simulationen können die Dichte und die Viskosität zur Vereinfachung als konstant angenommen werden.

Bei der Berechnung von turbulenter Strömung müssen für eine genaue Lösung alle Turbulenzwirbel abgebildet sein. Dieses sehr umfangreiche Verfahren wird als direkte numerische Simulation (DNS) bezeichnet. Eine verbreitete Alternative zu diesem sehr aufwändigen Verfahren sind Turbulenzmodelle (Kapitel 3.3.8). Hier fin-

den eine zeitliche Mittelung der Erhaltungsgleichungen und eine Aufspaltung der Strömung in einen Mittelwert und einen Schwankungsanteil statt. Die zeitlich gemittelte Navier-Stokes-Gleichung führt zu einer erheblichen Vereinfachung des Berechnungsaufwandes [CAGNA (2003)].

### **3.3.2 Diskretisierungsverfahren**

Mittels der Diskretisierung werden die partiellen Differenzialgleichungen in ein System algebraischer Gleichungen für diskrete Punkte in Raum und Zeit überführt. Hierfür muss die reale Strömungsgeometrie durch ein numerisches Netz ausgedrückt werden. Der CFD-Code FLUENT verwendet hierfür die Finite Volumen Methode (FVM). Hierbei handelt es sich um eine Weiterentwicklung der Finite Differenzen Methode (FDM). Das zu untersuchende Volumen wird in eine endliche Anzahl aneinandergrenzender Kontrollvolumina (=Zellen) zerlegt. Die Transportgleichungen werden direkt in algebraisch lösbare Gleichungen überführt und es werden jeweils für den Mittelpunkt der einzelnen Zellen die skalaren Größen berechnet. Nachdem die Transportgleichungen über die Kontrollvolumina integriert worden sind, werden sie mittels des Gaußschen Integralsatzes von einem Volumenintegral in ein Oberflächenintegral für die konvektiven und diffusiven Flüsse überführt. Ein großer Vorteil der FVM ist, dass selbst bei geringer Rechengenauigkeit die Erhaltungsgleichungen noch erfüllt sind [JUNGLAS (2001); KROHNER (2002)].

Damit die Erhaltungsgleichungen auch in jeder Zelle erfüllt sind, werden die Flüsse an den Zellgrenzen approximiert. Hierzu bietet FLUENT unterschiedliche Schemata an. Neben dem Standardschema *First Order Upwind-Schema* kann optional das *Second Order Upwind-*, das *Quick* oder das *Power Law-Schema* verwendet werden [NOLL (1993); KISTNER (1999); KROHNER (2002)].

### **3.3.3 Lösungsverfahren zur Linearisierung**

Bei den Lösungsverfahren zur Linearisierung unterscheidet man implizite und explizite Verfahren. Die Verfahren unterscheiden sich durch die Beziehungen, die zu den benachbarten Zellen hergestellt werden. Das explizite Verfahren stellt nur für

bekannte Werte eine Verbindung mit den benachbarten Zellen her. Damit ist jede Unbekannte nur in einer Gleichung im System vorhanden. Beim impliziten Verfahren wird eine Beziehung zu den bekannten und den unbekannten Werten der benachbarten Zellen hergestellt. Jede Unbekannte ist somit in mehreren Gleichungen im System vorhanden. Der unbekannte Wert einer Variablen in einer Zelle wird durch die simultane Lösung mehrerer Gleichungen berechnet. Beim impliziten Verfahren löst FLUENT das Gleichungssystem nach dem Gauß-Seidel Verfahren. Im expliziten Fall erfolgt die Lösung der Gleichung nach dem Runge-Kutta Verfahren [FLUENT (1999); KROHNER (2002)].

#### **3.3.4 Zeitdiskretisierung**

Bei instationären Strömungsproblemen kommt als zusätzliche Dimension noch die Zeit hinzu. Die zeitlichen Koordinaten unterscheiden sich von den räumlichen Koordinaten durch die Wirkungsrichtung. Zeitliche Änderungen wirken sich immer nur auf die Zukunft aus. Im Gegensatz hierzu können Raumkoordinaten Auswirkungen auf das gesamte Strömungsfeld haben [KISTNER (1999); KROHNER (2002)].

FLUENT verwendet als Zeitdiskretisierungsverfahren u. a. das implizite Eulerverfahren. Hierbei handelt es sich um eine Einschrittmethode ohne Zeitschritteinschränkung. Bei der Wahl der Zeitschrittweite muss hier lediglich auf die gewünschte Genauigkeit der Simulationsergebnisse, aber nicht auf die Stabilität der numerischen Methode geachtet werden. Der dadurch mögliche größere Zeitschritt beim Fortschreiten der zeititerativen Lösung wiegt den höheren numerischen Aufwand auf. Das implizite Verfahren, das auf Gleichgewichtsbilanzen zum neuen Zeitschritt aufgebaut ist, löst das Gleichungssystem simultan [GEHRER (1998); KROHNER (2002)].

#### **3.3.5 Druckkorrekturgleichung**

Für die Druckbestimmung bei inkompressiblen Strömungsproblemen gibt es mehrere Möglichkeiten. Die Druckbestimmung kann mit Hilfe einer künstlichen Kompressibilität oder durch ein so genanntes Druckkorrekturverfahren gelöst werden. Hierbei

werden in einem ersten Schritt die Geschwindigkeitskomponenten aus den Impulsgleichungen bestimmt. Die Geschwindigkeitskomponenten werden dann zusammen mit dem Druck über eine Druckkorrektur angepasst. Ziel dieses iterativen Korrekturverfahrens ist es, sowohl die Impulsgleichungen als auch die Kontinuitätsgleichung zu erfüllen. FLUENT bietet für die Druckkorrektur die Methoden SIMPLE (Semi-Implicit Method Pressure-Linked Equations), SIMPLEC (SIMPLE Consistent) und PISO (Pressure-Implicit with Splitting of Operators) zur Auswahl an. Die SIMPLEC- und die PISO-Methode sind jeweils Weiterentwicklungen des SIMPLE-Algorithmus. [GEHRER (1998); KISTNER (1999); KROHNER (2002)].

### **3.3.6 Druckinterpolation**

Zur Diskretisierung der Impulsgleichungen werden zusätzlich der Massenstrom über den Kontrollvolumenflächen und das Druckfeld benötigt. Da diese Werte nicht bekannt sind, müssen die Druckwerte zwischen den Zellflächen interpoliert werden. Die Interpolation führt FLUENT mit Hilfe der Impulsgleichungskoeffizienten durch. Dieses Standard-Schema findet seine Anwendung, solange die Druckgradienten klein sind. In stark turbulenten Strömungen, oder wenn große Massenkräfte durch große Beschleunigungen auftreten, kann das Standard-Schema nicht angewendet werden. Für diese Fälle existieren in FLUENT das Linear-, das Second Order-, das Body Force Weighted- und das PRESTO!- Schema (Pressure Staggering Option) [FLUENT (1999); KROHNER (2002)].

### **3.3.7 Iterativer Lösungsalgorithmus**

Der iterative Lösungsalgorithmus löst die diskreten Gleichungen schrittweise. Hierbei ist der numerische Aufwand deutlich geringer als bei einer direkten Lösung des Gleichungssystems. Die Anzahl der Elemente ist dabei abhängig vom Diskretisierungs- und Approximationsverfahren, nicht von der Anzahl der Gitterpunkte [BOROWSKI (1999); KROHNER (2002)].

Es gibt zwei verschiedene Arten von Lösungsalgorithmen, die sich in der Vorgehensweise zur Lösung der Erhaltungsgleichungen unterscheiden:

- den getrennten (segregated) Algorithmus
- den gekoppelten (coupled) Algorithmus

Für die durchgeführten Simulationsrechnungen wurde der getrennte Algorithmus angewendet. Beim getrennten Algorithmus findet zunächst die Lösung der Impulsgleichung statt. Anschließend wird eine Druckkorrekturgleichung, die zur Lösung der Kontinuitätsgleichung benötigt wird, aufgestellt und gelöst. Danach findet die Lösung aller übrigen Gleichungen, wie z.B. die Energiegleichung und die Turbulenzgleichung, statt.

### **3.3.8 Turbulenzmodelle**

Aufgrund der unregelmäßigen, mischungsintensiven, instationären und dreidimensionalen Effekte bei turbulenter Strömung wird bei der Strömungssimulation häufig auf Turbulenzmodelle zurückgegriffen.

Für die Turbulenzmodellierung ist eine ganze Reihe von verschiedenen Ansätzen bekannt. Im Rahmen dieser Arbeit wurde für die Berechnung von turbulenten Strömungen das  $k$ - $\epsilon$  Modell angewendet. Es zählt zur Gruppe der statistischen Turbulenzmodelle. Ein großer Vorteil der statistischen Turbulenzmodelle ist die hohe numerische Stabilität bei geringem Hardwareeinsatz. In der Turbulenzmodellierung sind diese Modelle üblich, gelten aber als etwas ungenauer [KISTNER (1999)].

Bei den statistischen Turbulenzmodellen wird zur Lösung des nicht geschlossenen Gleichungssystems das Wirbelviskositätsmodell angewendet. Bei dem Wirbelviskositätsprinzip [BOUSSINESQ (1877)] wird der Reynoldsspannungstensor, der die zweiten Momente der Geschwindigkeit enthält, direkt modelliert. Das Modell geht davon aus, dass sich die Reynoldsspannungen proportional zur Scherrate bestimmen lassen. Hierfür wurde die turbulente Viskosität eingeführt, die im Gegensatz zur molekularen Viskosität keine Stoffgröße ist, sondern vom jeweiligen Ort im Strömungsfeld und der dort herrschenden Turbulenzstruktur abhängt, d.h. die Reynoldsschen Spannungen werden über die turbulente Viskosität an die mittleren Geschwindigkeiten gekoppelt [KROHNER (2002)].

Bei dem  $k$ - $\varepsilon$  Modell handelt es sich um ein halbempirisches Zweigleichungsmodell. Es werden zusätzlich zu den Navier-Stokes-Gleichungen zwei partielle Differentialgleichungen, eine für die turbulente kinetische Energie  $k$  und eine für die Dissipation  $\varepsilon$  gelöst. Es handelt sich um das bekannteste und zu gleich auch das meist genutzte kommerzielle Modell für turbulente Strömungen. Das  $k$ - $\varepsilon$  Modell verfügt über eine hohe numerische Stabilität, eine angemessenen Genauigkeit und eine geringe Rechenzeit. Für die im Rahmen dieser Arbeit durchgeführten Berechnungen wurde das Realizable  $k$ - $\varepsilon$  Modell verwendet. Hierbei handelt es sich um eine Weiterentwicklung des 1974 von LAUNDER und SPALDING entwickelten Standard  $k$ - $\varepsilon$  Modells. Es handelt sich um ein halbempirisches Turbulenzmodell, bei dem die Annahme getroffen wird, dass eine voll turbulente Strömung vorliegt und die Einflüsse der molekularen Viskosität vernachlässigbar sind. Das Realizable  $k$ - $\varepsilon$  Modell hat gegenüber dem Standard-Modell eine höhere Verlässlichkeit.

### **3.3.9 Volume of Fluid (VoF)-Methode**

Das VoF-Modell ist ein physikalisches Modell zur Berechnung von Mehrphasenströmungen. Es wurde erstmals 1981 von HIRT und NICHOLS vorgestellt und seitdem kontinuierlich weiterentwickelt und verbessert. Häufig wird es bei instationären Strömungen inkompressibler Fluide mit freier Oberfläche angewendet. Die Methode ermöglicht, die Lage der Grenzfläche zwischen zwei nicht mischbaren Fluiden oder Phasen zu bestimmen. Hierzu wird für jedes Fluid eine zusätzliche Variable eingeführt, die den Füllungsgrad in den einzelnen Zellen wiedergibt. Es wird nicht explizit die Phasengrenzfläche bestimmt, sondern der Volumenanteil der dispersen Phase innerhalb einer Zelle. Die Phasengrenze lässt sich dann aus dem Volumenanteil rekonstruieren. Zur Rekonstruktion der Grenzfläche wurde die PLIC-Methode (Piecewise Linear Interface Construction) nach PUCKETT und SALTZMANN (1992) angewendet. Hierbei wird innerhalb jeder Zelle ein ebenes Flächenstück als Näherung für die Phasengrenze bestimmt. Das Flächenstück liegt so innerhalb der Zelle, dass sich zwei Volumina für die disperse und die kontinuierliche Phase ergeben. [KOEBE (2004); STÜCK (2008)].

### 3.3.10 Poröse Medien

FLUENT bietet die Möglichkeit, Fluidzonen als porösen Bereich zu definieren. So lassen sich die Strömungseigenschaften bei der Durchströmung von körnigen Schüttungen (z. B. Festbette und Wirbelbette) berechnen. Zur Definition der porösen Bereiche müssen in FLUENT Koeffizienten für den Druckverlust, der beim Durchströmen des porösen Bereiches im Fluid vorherrscht, vorgegeben werden. Es handelt sich hierbei um die innere Reibung  $1/\alpha$  (Gleichung 3.14) und die Trägheit  $C_2$  (Gleichung 3.15). Bei der Durchströmung von Festbetten werden die Flüssigkeitsträgheitskräfte aus dem zweiten Teil der Gleichung von ERGUN (Gleichung 3.7) ermittelt. FLUENT berechnet für den porösen Bereich die erhöhte Fließgeschwindigkeit entsprechend der Porosität (Physical Velocity) [FLUENT (2005)].

$$\frac{1}{\alpha} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_F)^2}{d_p^2 \cdot \varepsilon_F^3} \quad (3.14)$$

$$C_2 = \frac{3,5}{d_p} \cdot \frac{(1 - \varepsilon_F)}{\varepsilon_F^3} \quad (3.15)$$

$1/\alpha$  : viskoser Widerstand [ $1/m^2$ ]

$C_2$  : Trägheitswiderstand [ $1/m$ ]

### 3.3.11 Species-Transport Modell

Mit Hilfe des Species-Transport Modells kann die Reaktion bzw. die Vermischung mehrerer Stoffe (species) untersucht werden. Im Rahmen dieser Arbeit wird dieses Modell genutzt, um den Fluidaustausch während der Filterspülung im Überstauraum zu betrachten. Es wird für jede im Rechenmodell vorhandene chemische Spezies der örtliche Massenanteil berechnet. Die Berechnung für den Species-Transport kann auf ein bereits berechnetes Strömungsfeld aufgesetzt werden. Hierzu muss es sich um ein inkompressibles Fluid ohne Dichteunterschied handeln.

### **3.3.12 Discrete-Phase-Model (DPM)**

Der Partikeltransport in einer Strömung kann in FLUENT mit dem Discrete-Phase-Model (DPM) berechnet werden. Es gehört zu den Euler-Lagrange Modellen. Es sind eine primäre flüssige Phase und eine weitere Phase, die aus Partikeln besteht, vorhanden. Die Partikel werden auf Bahnen verfolgt, die sich aus der Integration des Partikelkräftegleichgewichts (Kapitel 3.2.5) ergeben. Zwischen dem Fluid und den Partikeln gibt es eine einseitige Kopplung, d. h. nur das Fluid beeinflusst die Partikel. Für die Partikel können Einstellungen, wie z. B. der Durchmesser, die Partikeldichte, die Kornform, die Injektionszeit und Geschwindigkeitskomponenten, vorgegeben werden. Bei turbulenten Strömungen wird den Partikeln zusätzlich zu ihrer Grundgeschwindigkeit eine Geschwindigkeitsabweichung aufgeprägt. Diese ist nach einem statistischen Zufallsmodell berechnet und beim k- $\epsilon$  Modell von der turbulenten kinetischen Energie k abhängig [QUITER (2003)].

### **3.3.13 Gittergenerierung**

Grundlage für die numerische Strömungssimulation ist der Aufbau eines geeigneten Rechengitters. Für die Erstellung des Rechengitters stehen unterschiedliche Zelltypen zur Verfügung. Zunächst muss je nach Geometrie zwischen zwei- und dreidimensionalen Zellen unterschieden werden. Es kommen somit rechteckige (2D), hexagonale (3D), dreieckige (2D), tetraedische (3D) Zellen zum Einsatz. Das Berechnungsergebnis ist direkt von der Qualität der geometrischen Diskretisierung abhängig. Aus diesem Grund muss das Gitternetz der zu vernetzenden Geometrie bzw. den Strömungsverhältnissen angepasst werden. Je höher die Gradienten in einem Gebiet sind, desto feiner muss das Netz ausgeführt werden.

Bei den Rechengittern wird zwischen strukturierten und unstrukturierten Gittern unterschieden. Ein großer Vorteil von unstrukturierten Gittern ist, dass die Zellen nahezu jede beliebige Form besitzen können und somit komplizierte Geometrien mit einem geringen Zeitaufwand vernetzen können. Unstrukturierte Netze lassen sich auch besser verfeinern und können so an die Strömungsbedingungen angepasst werden. Bei unstrukturierten Netzen ergibt sich jedoch ein bedeutend größerer Rechenaufwand. So müssen für jede Zelle die Lage und die Adresse der Nachbarzellen explizit abgelegt werden. Im Gegensatz hierzu können strukturierte Gitter immer auf eine

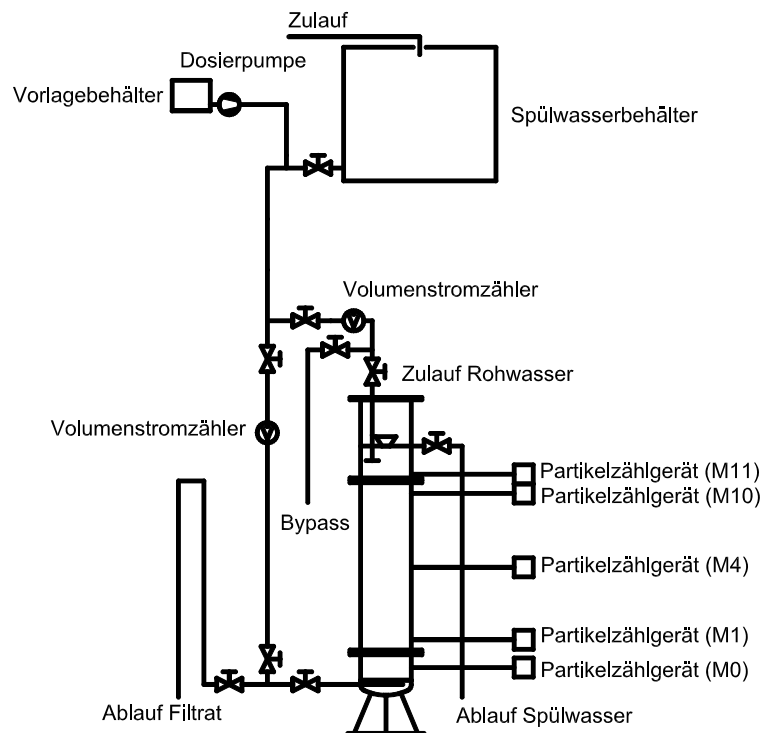


i, j, k-Matrix reduziert werden. Der Lösungsalgorithmus greift über diese Indizes auf die benachbarten Zellen zu [JANTZEN (2001); KROHNER (2002)].

Zur Überprüfung der Netzqualität gibt es unterschiedliche Kennzahlen, mit denen die Güte des Rechengitters ausgedrückt werden kann. Hierzu zählt unter anderem der Verzerrungsgrad (equi angle skew), die Expansionsrate und das Seitenverhältnis (aspect ratio). Der Verzerrungsgrad gibt die Abweichungen von der Orthogonalität an, der Wert kann zwischen null und eins liegen. Für eine gute Netzqualität sollte der Verzerrungsgrad  $\leq 0,4$  sein. Da die konvektiven und diffusiven Flüsse als Skalarprodukt des entsprechenden Flussvektors mit dem Oberflächenvektor gebildet werden, ist eine zu große Verzerrung des Kontrollvolumens ungünstig für die Rechenergebnisse.

Die Expansionsrate wirkt sich ebenfalls direkt auf die Qualität des Rechenergebnisses aus. Hierbei handelt es sich um die Volumenänderung der benachbarten Gitterzellen zueinander. Es sollte ein Wert von 1,3 nicht überschritten werden.

Der Wert für das Seitenlängenverhältnis eines Netzelements sollte zwischen 0,1 und 10 liegen. Das Seitenlängenverhältnis beeinflusst die Konditionierung des diskretisierten Gleichungssystems und wirkt sich deshalb auf die Effizienz der Lösungsalgorithmen aus [KISTNER (1999); KROHNER (2002)].



Aufgrund des angestrebten Praxisbezugs der Versuchsreihen wurde ein klassischer Zweischichtfilter aufgebaut. Oberhalb der 100 mm hohen Stützschrift aus Quarzkies der Korngruppe 3,15 - 5,60 mm wurde eine 575 mm hohe Filterschrift aus Quarzsand der Korngruppe 0,63 - 1,00 mm eingebracht. Darüber wurden 575 mm Anthrazit-N der Korngruppe 0,80 - 1,60 mm als oberste Filterschrift eingesetzt. Damit ergibt sich eine Gesamtfilterschrift von 1.150 mm Höhe.

Entlang der Filtersäule sind die fünf in Abbildung 4.2 dargestellten Probenahmestellen angeordnet, um die Partikelzahl in den unterschiedlichen Schichten messtechnisch erfassen zu können. Die Probenahmestellen sind so konzipiert, dass Randeinflüsse bei der Probenahme ausgeschlossen werden können. Die Partikelmessung mittels Extinktionsprinzip erfolgte an mehreren Messstellen parallel mit Partikelzählern vom Typ Abakus mobil fluid der Firma Markus Klotz GmbH (Anhang 5).

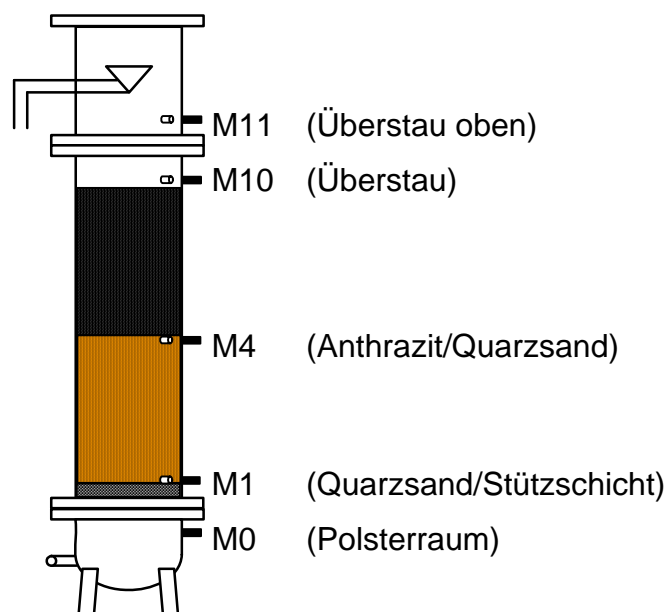


Abb. 4.2: Anordnung der Messstellen am Versuchsfilter

Für die Durchführung der Versuche wurde dem Leitungswasser des örtlichen Wassernetzes (Stadtwerke Steinfurt) ein Modelltrübstoff über eine Dosierpumpe zugeführt. Aufgrund von durchgeführten Vorversuchen (Anhang 6) wurden Ockerpartikel als Modelltrübstoff eingesetzt. Damit können während der Versuche konstante Rohwasserbedingungen gewährleistet werden. Über einen Bypass wird

sichergestellt, dass der Versuchsfilter sofort bei Filtrationsstart mit der notwendigen Partikelkonzentration im Rohwasser gespeist wird. Der Versuchsfilter wird mit einer Überstauregulierung gefahren. Die Filtergeschwindigkeit wird durch einen MID-Durchflussmesser überwacht.

## **4.2 Versuchsreihen**

### **4.2.1 Versuchsdurchführung**

Vor Beginn jedes Versuchs wurde eine einheitliche Ausgangssituation des Filterbetts hergestellt (Anhang 10). Danach wurde der Versuchsfilter über einen Zeitraum von fünf Stunden mit einer Ockerkonzentration von 15 mg/l beladen. Dieses entsprach einer auf die Querschnittsfläche der Filtersäule bezogenen Masse von 262,5 g Ocker/m<sup>2</sup>. Die Ockerkonzentration wurde so gewählt, dass in einem relativ kurzen Zeitraum eine praxisnahe Beladung des Filterbetts hergestellt werden konnte.

Nach der 5-stündigen Filterbeladung wurde die Filterspülung durchgeführt. Hierzu kamen je Versuchsreihe unterschiedliche Spülprogramme zum Einsatz. Um die Auswirkungen der verschiedenen Spülprogramme auf die Erstfiltratqualität betrachten zu können, wurde nach der Spülung erneut eine Filtrationsphase gestartet. Bei der zweiten Filtrationsphase wurde der Filter entsprechend der Versuchsreihe mit einer geringeren Ockerkonzentration beladen oder es wurde ggf. auf einen erneuten Zusatz von Ockerpartikeln ganz verzichtet.

In Abbildung 4.3 ist ein kompletter Filterlauf an den Messstellen M1 und M4 dargestellt. Der ersten Filtrationsphase folgen eine 10-minütige Spülung mit einer Geschwindigkeit von 35 m/h und darauf eine erneute Filtrationsphase ohne einen weiteren Partikelzusatz zum Rohwasser.

Es wird deutlich, dass die höchste Partikelkonzentration im Filter während der Spülphase vorliegt. An der Messstelle M4 beträgt die Partikelkonzentration während der Filtrationsphase zwischen 60.000 und 100.000 Partikel/ml. Bei der Filterspülung wurden ca. 180.000 Partikel/ml gemessen. Damit ist die Partikelkonzentration im Spülwasser gegenüber dem Rohwasser angereichert und die Werte an den Messstellen sind im Vergleich zum Rohwasser etwa doppelt so hoch. Der Koinzidenzfehler (An-

hang 5) wird bei allen Auswertungen der Partikelmessung grundsätzlich nicht berücksichtigt.

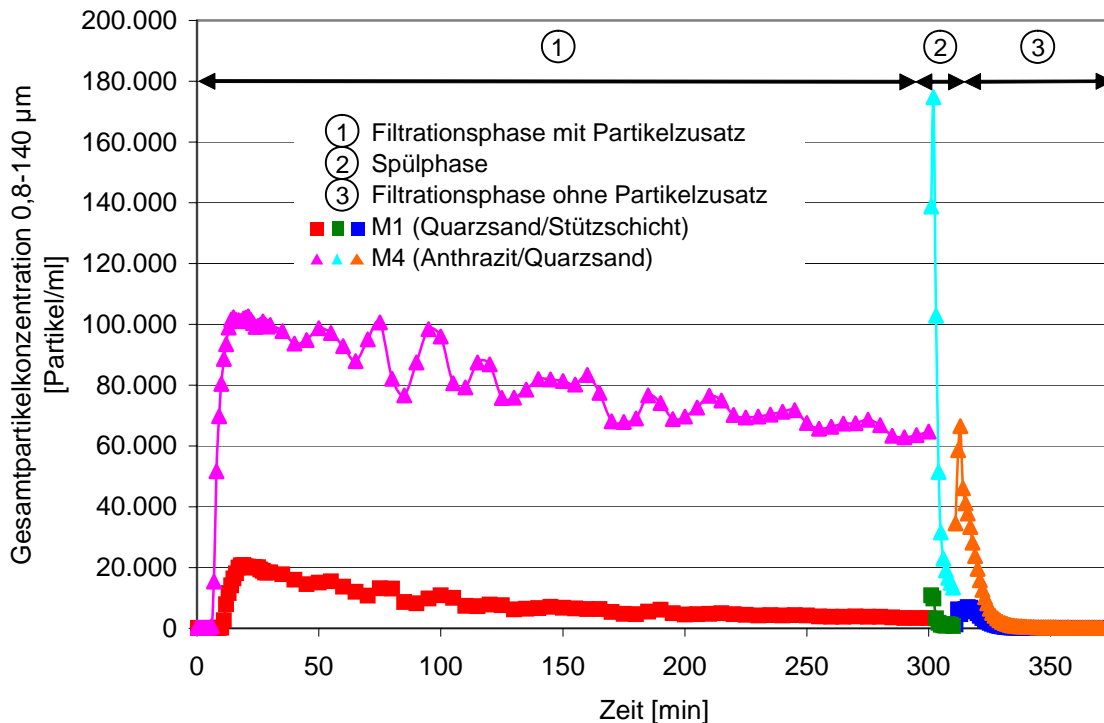


Abb. 4.3: Darstellung eines Filterzyklus (Filtrationsphase mit Partikelzusatz von 15 mg/l Ocker – 10-minütige Spülphase mit 35 m/h – Filtrationsphase ohne Partikelzusatz) an den Messstellen M1 und M4

#### 4.2.2 Filterlauf ohne Zweitbeladung

Bei diesem Versuch wurde der VersuchsfILTER im Anschluss an die Beladung zunächst 10 Minuten lang mit einer Geschwindigkeit von 35 m/h gespült. Die Partikelkonzentrationen bei der Filterspülung an den Messstellen M1, M4 und M10 zeigt die Abbildung 4.4.

Betrachtet man die Partikelkonzentration während der Filterspülung, so ist die höchste Partikelkonzentration im Überstauwasser (M10) festzustellen. Die Konzentration an der Grenzschicht Anthrazit / Quarzsand (M4) ist 10-mal höher gegenüber der Grenzschicht Quarzsand / Stützschiicht (M1).

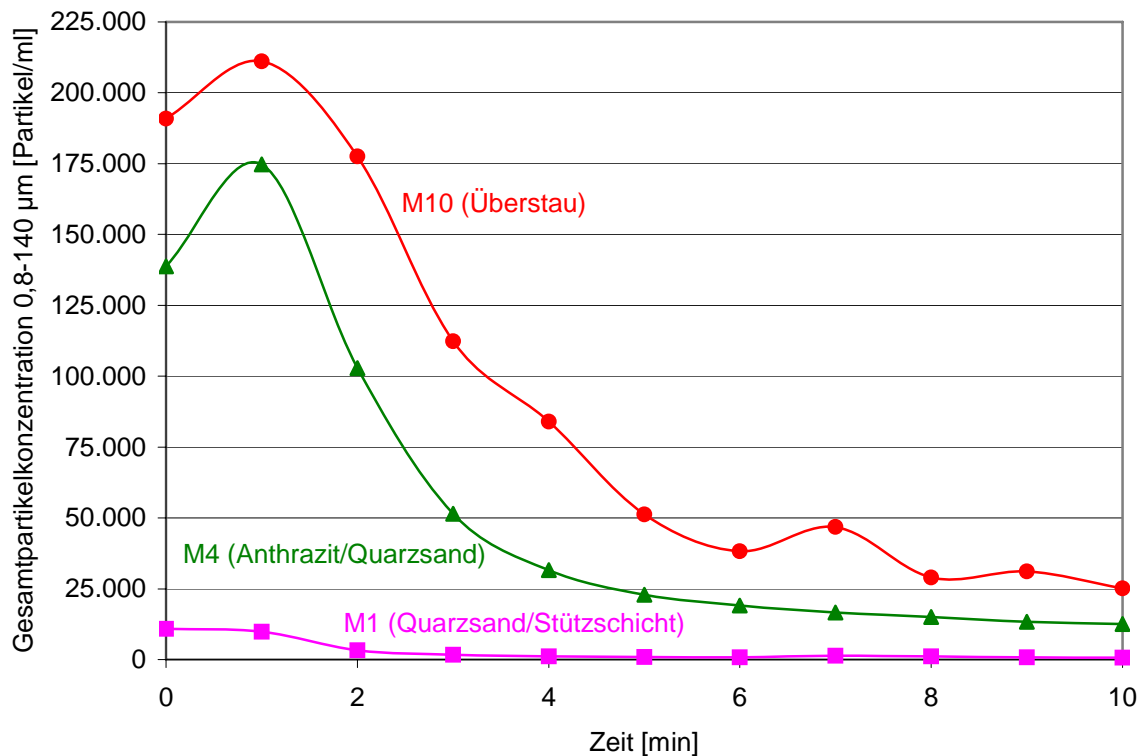


Abb. 4.4: Gesamtpartikelkonzentration während der 10-minütigen Filterspülung mit einer Geschwindigkeit von 35 m/h an den Messstellen M1, M4 und M10

Die größte Partikelabnahme findet innerhalb der ersten fünf Minuten statt. Im Überstau (M10) vermindert sich die Partikelkonzentration von ca. 210.000 Partikel/ml auf 50.000 Partikel/ml. Ab einer Spüldauer von acht Minuten findet kein nennenswerter Partikelaustrag aus dem Filtermaterial mehr statt. Es wird lediglich der Spülwasserverbrauch erhöht und somit die Wirtschaftlichkeit verschlechtert.

Um den Austrag der nach Beendigung der Spülung im Filter verbliebenen Partikel im Erstfiltrat betrachten zu können, wurde bei den Versuchsreihen zunächst auf eine erneute Beladung mit Ockerpartikeln während der zweiten Filtrationsphase verzichtet. Die Partikelkonzentrationen der einzelnen Messstellen während der zweiten Filtrationsphase nach der Filterspülung sind in Abbildung 4.5 dargestellt. Da auf eine Neubeladung verzichtet wurde, ist die Partikelkonzentration ausschließlich auf Partikel aus dem Restspülwasser zurückzuführen. Der zeitlich versetzte Peak an den einzelnen Messstellen verdeutlicht, dass die Partikel aus dem Überstauraum entsprechend der Aufenthaltszeit durch die gesamte Filterschicht transportiert werden.

Die Verminderung des Peaks an der Messstelle M1 im Vergleich zur Messstelle M10 wird durch Filtrationseffekte hervorgerufen.

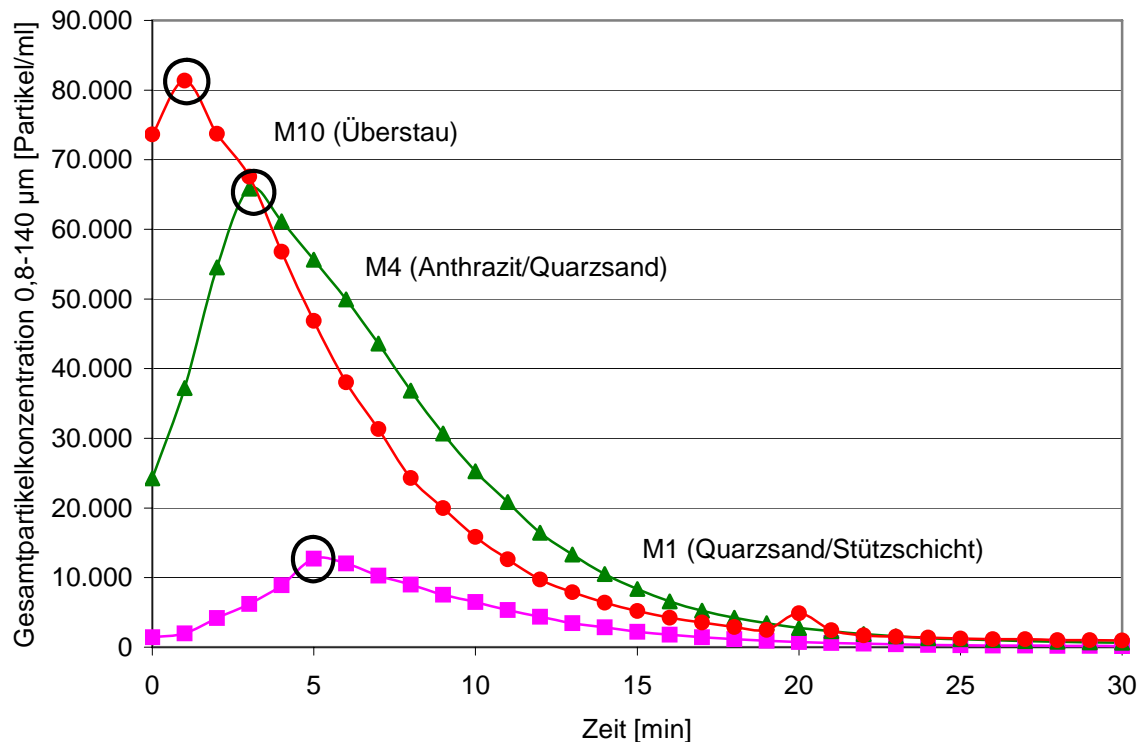


Abb. 4.5: Gesamtpartikelkonzentration während der Filtrationsphase ohne Partikelzusatz des Rohwassers nach der Filterspülung an den Messstellen M1, M4 und M10

Die in den Abbildungen 4.4 und 4.5 dargestellten Ergebnisse haben verdeutlicht, dass vor allem die Partikel, die nach der Filterspülung im Überstauraum zurückbleiben, eine Ursache für die schlechte Erstfiltratqualität sind. Deshalb ist es notwendig, vor Filtrationsbeginn die Partikel möglichst weitgehend aus dem Überstauraum zu entfernen.

Das Ziel der weiteren variierten Spülprogramme war die Reduzierung der Partikelkonzentrationen im Erstfiltrat. In Tabelle 4.1 sind hierzu verschiedene Möglichkeiten aufgezeigt. Es wurden bei den Versuchen die Spülzeit und die Spülgeschwindigkeit variiert. Darüber hinaus wurden das Austauschen des Überstauwassers nach der Spülung durch Leitungswasser und das Absenken des Wassers im Überstauraum in das Filterbett betrachtet. Die Dauer der Ruhezeiten hat sich teilweise versuchs-

bedingt ergeben. Ein Einfluss auf die Erstfiltratqualität konnte ausgeschlossen werden.

Tab. 4.1: Übersicht über die betrachteten Spülprogramme

Spülzeit	Spülgeschwindigkeit	Überstauwasser		Ruhezeit
		austauschen	absenken	
[min]	[m/h]			[min]
5	35	nein	nein	0
10	35	nein	nein	0
5	35	ja	nein	30
5 + 5	35 + 3,5	nein	nein	0
5	35	nein	nein	30
5	35	nein	ja	0
5	46	nein	nein	0

Die bei den verschiedenen Spülprogrammen (Tabelle 4.1) jeweils ermittelten Gesamtpartikelkonzentrationen im Erstfiltrat sind in Abbildung 4.6 dargestellt. Da keine Zweitbeladung des Filters stattgefunden hat, handelt es sich bei den dargestellten Partikelkonzentrationen ausschließlich um die Partikelbelastung des Filtrats (M1) aus dem Restspülwasser. Die sich aufgrund des Koinzidenzfehlers ergebenden Messabweichungen (Anhang 5) wurden bei den dargestellten Gesamtpartikelkonzentrationen nicht berücksichtigt. Die Betrachtung der Tendenzen ist zulässig, da die Messabweichung mit steigender Partikelkonzentration zunimmt und so die Unterschiede zwischen den unterschiedlichen Spülprogrammen noch größer werden.

Nach Beginn der Filtrationsphase steigt zunächst bei allen Kurvenverläufen die Partikelkonzentration im Filtrat an. Das jeweilige Maximum ist je nach Spülprogramm unterschiedlich hoch. Als Vergleichsmaßstab für die Optimierung soll der ungünstigste Wert der 5-minütigen Wasserspülung mit einer Spülgeschwindigkeit von 35 m/h dienen.



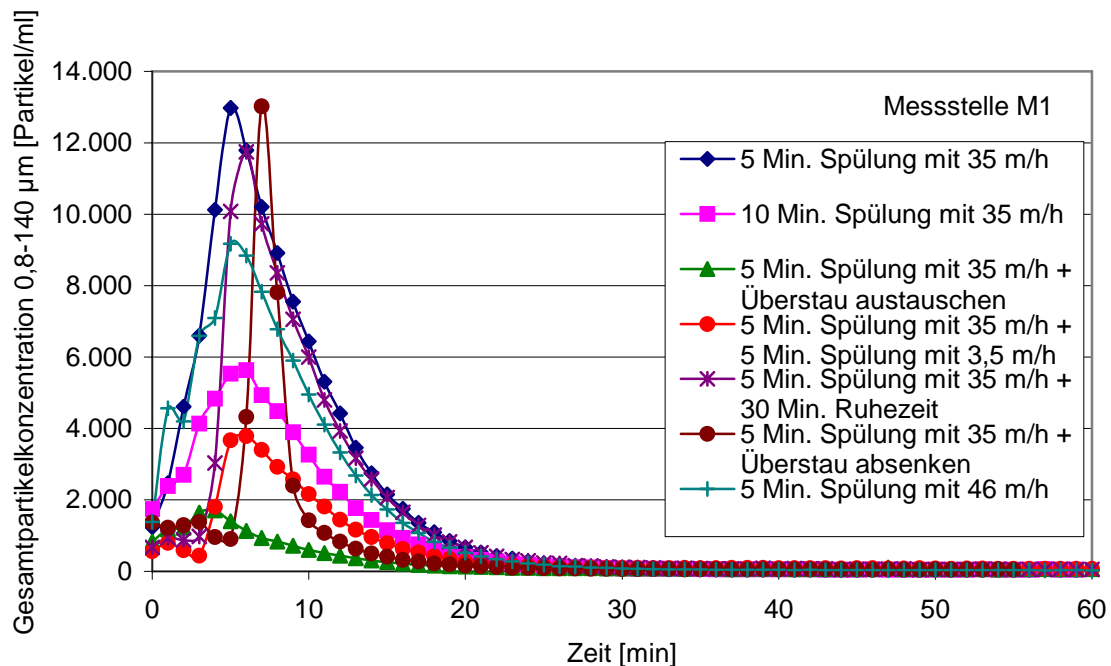


Abb. 4.6: Auswirkung verschiedener Spülprogramme auf die Gesamtpartikelkonzentration im Erstfiltrat (M1) während der 2. Filtrationsphase ohne Partikelzusatz

Eine Reduzierung der Partikelkonzentration im Erstfiltrat ist sowohl durch die Verlängerung der Spülzeit als auch durch die Erhöhung der Spülgeschwindigkeit zu erzielen. Berücksichtigt man jedoch bei der Erhöhung der Spülgeschwindigkeit auf 46 m/h den höheren Verbrauch an Spülwasser, so steht der höhere Spülwasserverbrauch nicht im Verhältnis zur Verringerung der Partikelkonzentration. Für eine 5-minütige Spülung des Versuchsfilters mit 35 m/h werden 2,2 m<sup>3</sup> Spülwasser pro m<sup>2</sup> Filterfläche im Vergleich zu 2,9 m<sup>3</sup> pro m<sup>2</sup> bei 46 m/h benötigt, wobei die Partikelkonzentration bei der höheren Spülgeschwindigkeit nur von 12.975 Partikel/ml auf 9.175 Partikel/ml gesenkt wird.

Betrachtet man die Ergebnisse für die Kombination aus einer 5-minütigen Spülung mit 35 m/h und einer nachfolgenden ebenfalls 5-minütigen Spülung mit 3,5 m/h (der Filtrationsgeschwindigkeit entsprechend), so wird bei diesem Spülprogramm eine bessere Reduzierung der Partikelkonzentration auf 3.780 Partikel/ml erzielt. Hinzu kommt noch, dass für die 5-minütige Spülung mit Filtrationsgeschwindigkeit nur 0,3 m<sup>3</sup> Spülwasser pro m<sup>2</sup> Filterfläche zusätzlich benötigt werden. Damit ist eine

Nachspülphase mit Filtrationsgeschwindigkeit ein effizientes Verfahren, um die Erstfiltratqualität deutlich zu verbessern.

Ebenso positive Ergebnisse ergeben sich durch den Austausch des nach der Spülung im Überstauraum vorliegenden Wassers gegen Filtrat (für den Versuch wurde Leitungswasser verwendet). Hierfür werden bei dem Versuchsfilter 0,5 m<sup>3</sup> Wasser pro m<sup>2</sup> Filterfläche benötigt. Nachteil bei diesem Verfahren ist jedoch, dass für einen Austausch des Restspülwassers aus dem Überstauraum in fast allen bestehenden Filteranlagen konstruktive Änderungen an den Filtern notwendig wären.

Als weiteres Unterscheidungsmerkmal für die Effizienz der unterschiedlichen Spülverfahren wurde die im Erstfiltrat ausgetragene Partikelanzahl über den Flächeninhalt unter den Kurven aus Abbildung 4.6 für eine Filterlaufzeit von 60 Minuten bestimmt. Das sich hierdurch ergebende Ranking ist in Abbildung 4.7 dargestellt.

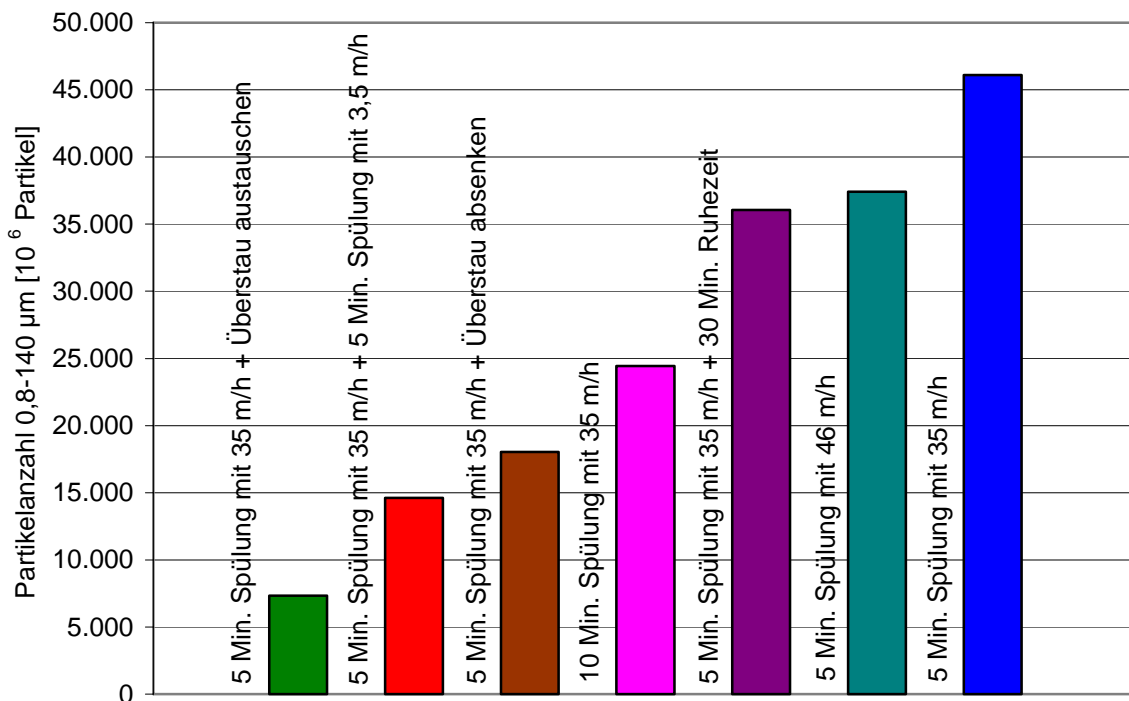


Abb. 4.7: Kumulierte Partikelanzahl im Erstfiltrat nach verschiedenen Spülprogrammen (Erstfiltratphase: 60 Minuten, Messstelle M1)

Das als Vergleich dienende Spülprogramm (5 Min. Spülung mit 35 m/h) liefert die größte ausgetragene Partikelanzahl. Hier sind bei Filtrationsstart die meisten Partikel aus dem Überstauwasser wieder in die Filterschicht eingetragen und dann mit dem Filtrat ausgetragen worden.

Wie bei der Betrachtung der Peakhöhe (Abbildung 4.6) führt auch bei der Partikelsumme eine Erhöhung der Spülgeschwindigkeit bzw. eine Verlängerung der Spülzeit zu einer Verbesserung.

Wird nach der Filterspülung das Wasser aus dem Überstauraum abgesenkt, so ergibt sich für die Partikelanzahl eine deutliche Reduzierung gegenüber einem konventionellen Spülprogramm. Das Wasservolumen aus dem Überstauraum wurde durch die Filterschicht hindurch über den Filtratablauf abgeleitet. Hierbei wurden Partikel aus dem Filter ausgetragen. Diese konnten messtechnisch nicht erfasst werden, da die Zeit, die für das Absenken des Wasserspiegels benötigt wurde, im Vergleich zur Intervallzeit des Partikelmessgerätes, zu kurz war. Der Kurvenverlauf (Abbildung 4.6) zeigt einen kurzfristigen hohen Peak bei der Partikelkonzentration. Dadurch ergäbe sich die Möglichkeit, die Dauer des Erstfiltratabschlags zu reduzieren.

Die geringste Partikelabgabe von  $7,3 \cdot 10^9$  Partikeln an das Erstfiltrat aus dem Restspülwasser wird durch das Austauschen des Restspülwassers im Überstauraum erreicht. Die Partikelmenge im Erstfiltrat konnte um 84 % gesenkt werden. Ebenfalls geringe Werte ergeben sich durch eine Nachspülphase mit Filtrationsgeschwindigkeit. Hierbei konnte die Partikelanzahl um 68 % gesenkt werden.

Bei den dargestellten Werten wurde ebenfalls der Fehlereinfluss der Koinzidenz (Anhang 5) nicht berücksichtigt. Die Betrachtungen sind jedoch von der Tendenz auch ohne Korrektur der Messabweichungen zulässig, da die absolute Partikelanzahl bei allen Versuchsreihen ansteigen wird. Je höher die Partikelkonzentration ist, desto größer ist die Messabweichung. Damit sind die aufgezeigten Effekte (z. B.: Verbesserung der Erstfiltratqualität) deutlich größer, als in den Abbildungen dargestellt.

In Abbildung 4.8 ist die Zeit dargestellt, die benötigt wird, um nach unterschiedlichen Spülprogrammen die Konzentration von 1.000 Partikel/ml im Filtrat zu unterschreiten. Eine Partikelkonzentration von 100 - 1.000 Partikel/ml entspricht in etwa dem anzustrebenden Wert der Trübung am Wasserwerksablauf von 0,1 FNU.

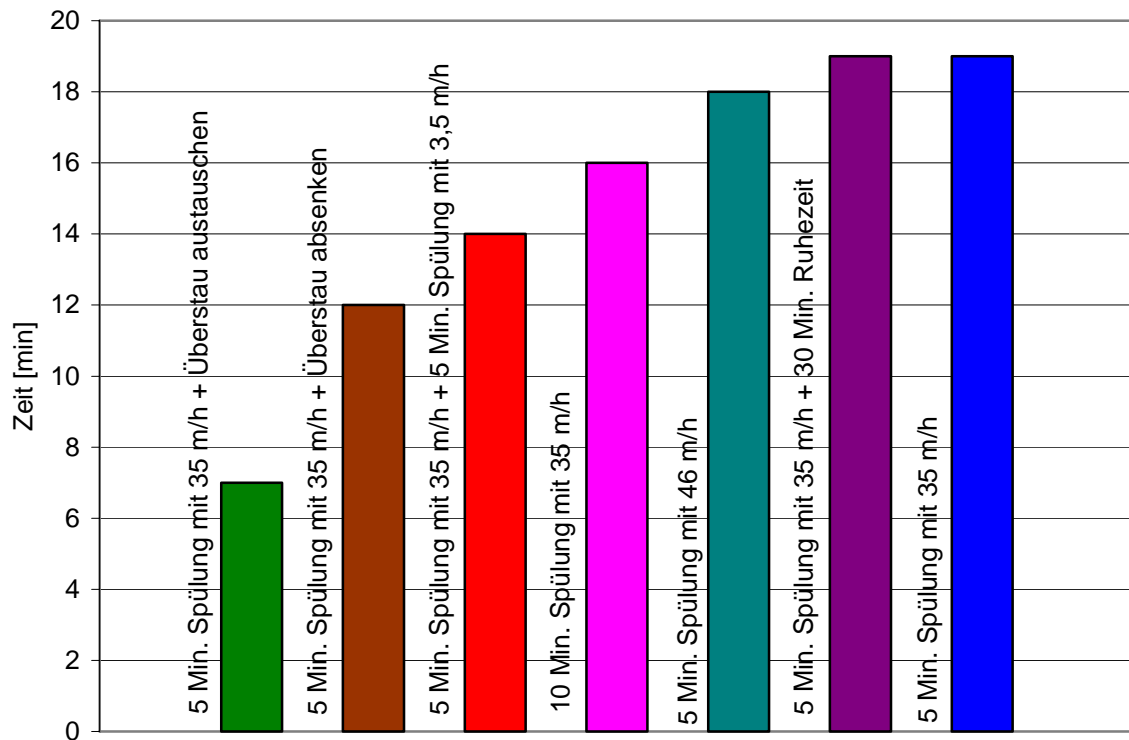


Abb. 4.8: Filterlaufzeit nach unterschiedlichen Spülprogrammen, bis eine Gesamtpartikelkonzentration von 1000 Partikel/ml unterschritten wird (Messstelle M1)

Die kürzeste Zeit ergibt sich bei der Anwendung des Spülverfahrens, bei dem zusätzlich das Wasser des Überstauraums ausgetauscht wird. Die Plätze zwei und drei haben jedoch im Vergleich zur Abbildung 4.7 ihre Reihenfolge gewechselt.

Durch die Verlängerung der Spülzeit bzw. durch die Erhöhung der Spülgeschwindigkeit sind ebenfalls Verbesserungen festzustellen. Die Reihenfolge des Rankings dieser Spülprogramme entspricht dem Ranking in Abbildung 4.7.

Das Ergebnis bei einer zusätzlichen Ruhezeit von 30 Minuten ist mit dem der reinen 5-minütigen Spülung identisch. Dieses verdeutlicht, dass bei der Verwendung von partikulärem Ocker als Modelltrübungsmittel eine Ruhezeit keine Auswirkungen auf die Qualität des Erstfiltrats hat.

In Abbildung 4.9 wird die Abnahme der Partikelkonzentration während der Filterspülung im Überstauraum (M10) betrachtet. Um die Partikelabnahme darzustellen, werden die Spülprogramme mit einer 5-minütigen Spülung mit einer Geschwindigkeit von 35 m/h mit und ohne Nachspülphase mit Filtrationsgeschwindigkeit miteinander verglichen. Aufgrund der hohen Partikelkonzentration zu Beginn der Filterspülung beginnt die Partikelmessung erst nach drei Minuten. Die Partikelkonzentrationen nach 5-minütiger Filterspülung sind nahezu identisch. Durch eine Nachspülphase mit Filtrationsgeschwindigkeit kann die Partikelkonzentration im Überstauraum deutlich gesenkt werden.

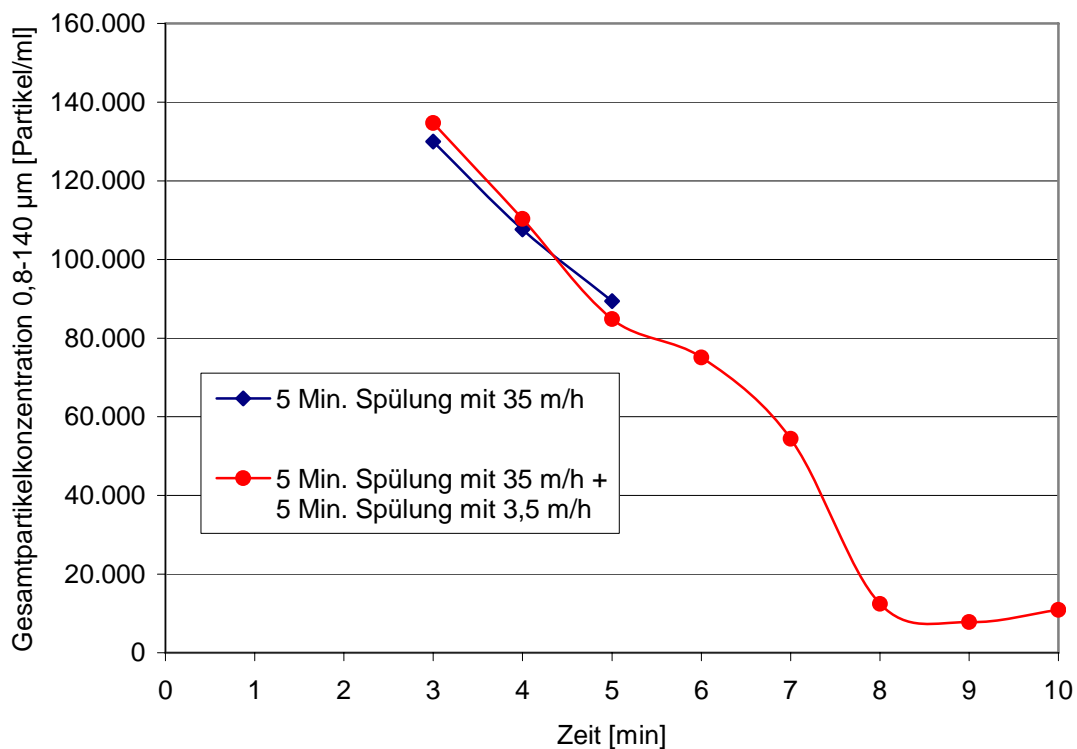


Abb. 4.9: Abnahme der Gesamtpartikelkonzentration während der Filterspülung (Messstelle M10)

Die Darstellung der Kurvenverläufe in Abbildung 4.6 und die verschiedenen Rankings (Abb. 4.7 - 4.8) zeigen, dass sich allein durch die Optimierung des Spülprogramms die Erstfiltratqualität verbessern lässt. Zusätzlich lässt sich die benötigte Spülwassermenge reduzieren.

### 4.2.3 Partikelverhalten bei der Filterspülung im Überstauraum

Um die durch die Anpassung des Spülprogrammes erreichte Verbesserung der Erstfiltratqualität weiter zu steigern, wurde in weiteren Versuchsreihen die Auswirkungen der Spülgeschwindigkeit und der Dauer der Nachspülphase auf die Erstfiltratqualität untersucht.

Dazu wurde der VersuchsfILTER zunächst 5 Minuten mit einer Geschwindigkeit von 35 m/h gespült. Danach folgte jeweils eine Nachspülphase mit unterschiedlichen Spülgeschwindigkeiten (Tabelle 4.2). Die jeweiligen Partikelkonzentrationen bei der Filterspülung im Überstauraum (M10 und M11) sind in Abbildung 4.10 und 4.11 dargestellt.

Tab. 4.2: Übersicht über die betrachteten Spülprogramme

Spülzeit	Spülgeschwindigkeit	Überstauwasser		Ruhezeit
		austauschen	absenken	
[min]	[m/h]			[min]
5 + 10	35 + 3,5	nein	nein	0
5 + 10	35 + 11	nein	nein	0

Die Kurvenverläufe der beiden Versuche lassen sich während der Spülphase allgemein in die drei Bereiche Wirbelbett, Übergangsbereich und Festbett unterteilen. Während der ersten Phase ist das Filterbett fluidisiert. Es findet aufgrund der hohen Spülgeschwindigkeit sowohl eine Ablösung der Partikel am Filterkorn als auch ein Transport der Partikel aus dem Filterbett statt.

Die Reduzierung der Spülgeschwindigkeit nach der Hauptspülung führt zu einem Absetzvorgang des expandierten Filterbetts. Dieser Übergangsbereich ist zwei Minuten lang und deutlich durch die Änderung der Steigung der Kurven sichtbar. Während der folgenden Nachspülphase liegt das Filterbett als Festbett vor. Hier findet aufgrund der geringen Spülgeschwindigkeit keine wesentliche Ablösung von Partikeln vom Filterkorn mehr statt. Es werden nur noch bereits abgelöste Partikel ausgetragen. Gleichzeitig setzen im Filterbett Filtrationseffekte im Aufstrom ein.

In Abbildung 4.10 sind die Ergebnisse für eine Spülkombination mit einer 10-minütigen Nachspülphase mit einer Geschwindigkeit von 3,5 m/h dargestellt. Vor allem in der Nachspülphase findet an der Messstelle M10 eine deutliche Verminderung der Partikelkonzentration statt. Die Reduzierung der Partikelkonzentration durch die Spülung ist im oberen Bereich des Überstauraums (M11) im Vergleich zum unteren Bereich (M10) deutlich geringer. Am Ende der Spülung beträgt die Partikelkonzentration an der Messstelle M11 noch über 80.000 Partikel/ml im Vergleich zu 3.000 Partikel/ml an der Messstelle M10.

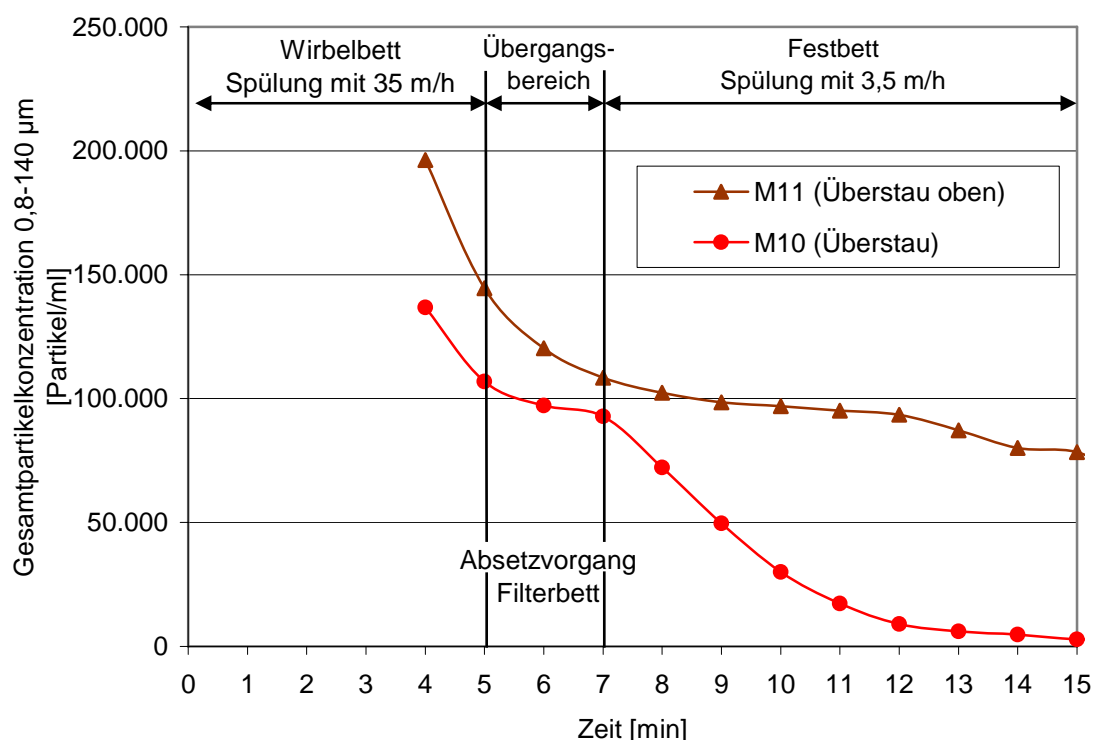


Abb. 4.10: Abnahme der Partikelkonzentration im Überstauwasser bei der Filterspülung (5 Min. Spülung mit 35 m/h + 10 Min. Spülung mit 3,5 m/h)

Zur Darstellung der Strömungsverhältnisse im Überstauwasser während der Filterspülung wurden Tracerversuche (Anhang 13) mit Kaliumpermanganat durchgeführt. Der Tracer wurde während der Nachspülphase in den Überstauwasser zwischen den Messstellen M10 und M11 dosiert. Bei einer Nachspülgeschwindigkeit von 3,5 m/h war der Austrag des Tracers aufgrund der sehr geringen Aufstiegs geschwindigkeit sehr zeitaufwendig. Es kommt zu sichtbaren Rückvermischungseffekten, Totzonen und Vorzugsströmungen im Bereich des Überstauraumes. Eine Ursache hierfür ist

unter anderem in der Konstruktion des Filters zu sehen. Verstärkt werden die Vorzugsströmungen im Überstauraum, wenn die Filtertulpe nicht exakt gerade ausgerichtet ist. Das Austragsverhalten des Tracers verbesserte sich erst bei Spülgeschwindigkeiten kurz unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit. Die Lockerungsgeschwindigkeit wurde am VersuchsfILTER experimentell ermittelt und liegt bei ca. 12 m/h. Aufgrund dieser Erkenntnisse wurde neben der Nachspülphase mit Filtrationsgeschwindigkeit auch eine Geschwindigkeit von 11 m/h, also knapp unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit, gewählt.

In Abbildung 4.11 ist die Partikelkonzentration bei einer Klarspülung mit einer Geschwindigkeit von 11 m/h dargestellt. Nach dem Übergangsbereich sind deutliche Unterschiede zum Kurvenverlauf in Abbildung 4.10 festzustellen. An der Messstelle M10 wird hier bereits nach 10 Minuten Spülung eine Partikelkonzentration von 6.000 Partikel/ml erreicht.

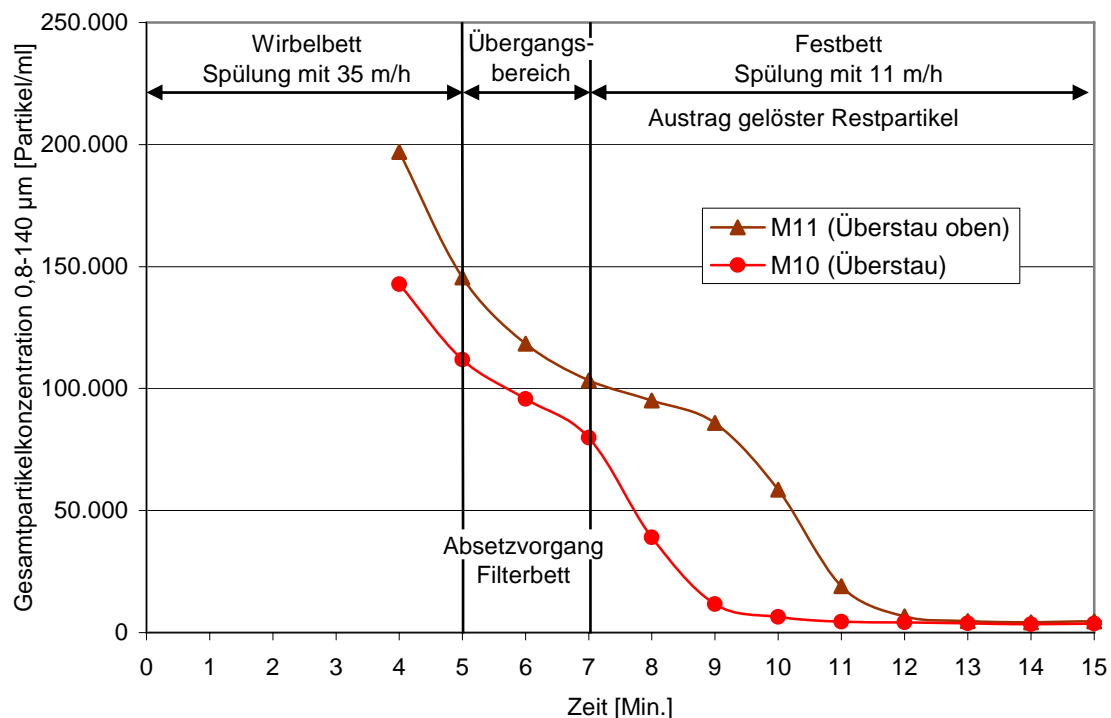


Abb. 4.11: Abnahme der Partikelkonzentration im Überstauraum bei der Filterspülung (5 Min. Spülung mit 35 m/h + 10 Min. Spülung mit 11 m/h)



Auch an der Messstelle M11 kommt es nach 11 Minuten Spülung zu einer deutlichen Verminderung der Partikel. Nach einer Spüldauer von 13 Minuten liegt die Partikelkonzentration an den Messstellen M10 und M11 unter 4.000 Partikel/ml. Die Ergebnisse verdeutlichen die positiven Auswirkungen einer zusätzlichen Klarspülung des Filters mit einer Geschwindigkeit knapp unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit.

#### 4.2.4 Filterlauf mit einer Zweitbeladung von 2 mg/l Ocker

Um darzustellen, dass der Erstfiltrat-Peak nicht von den aus dem Rohwasser stammenden Partikeln überlagert wird, wurden Versuche mit einer Zweitbeladung von 2 mg/l Ocker durchgeführt. Eine Ockerkonzentration von 2 mg/l entspricht der Konzentration der Partikel im Rohwasser einer beispielhaften Talsperre. Es werden nur noch die bisher im Vergleich besten Spülprogramme, der Austausch des Überstauwassers nach der Filterspülung und eine Nachspülphase mit Filtrations- bzw. Lockerungsgeschwindigkeit betrachtet. Eine Übersicht der untersuchten Spülprogramme ist in Tabelle 4.3 dargestellt.

Tab. 4.3: Übersicht über die betrachteten Spülprogramme

Spülzeit	Spülgeschwindigkeit	Überstauwasser		Ruhezeit
		austauschen	absenken	
[min]	[m/h]			[min]
5	35	nein	nein	0
5	35	ja	nein	0
5 + 10	35 + 3,5	nein	nein	0
5 + 10	35 + 11	nein	nein	0

In Abbildung 4.12 sind die Kurvenverläufe der Gesamtpartikelkonzentration im Filtrat dargestellt. Durch die Zweitbeladung wird veranschaulicht, dass auch bei praxisnahen Versuchsbedingungen eine Verbesserung der Erstfiltratqualität zu erzielen ist. Die höchste Partikelkonzentration im Filtrat ergibt sich wieder nach einer Filterspülung mit einer Geschwindigkeit von 35 m/h ohne eine Nachspülphase.

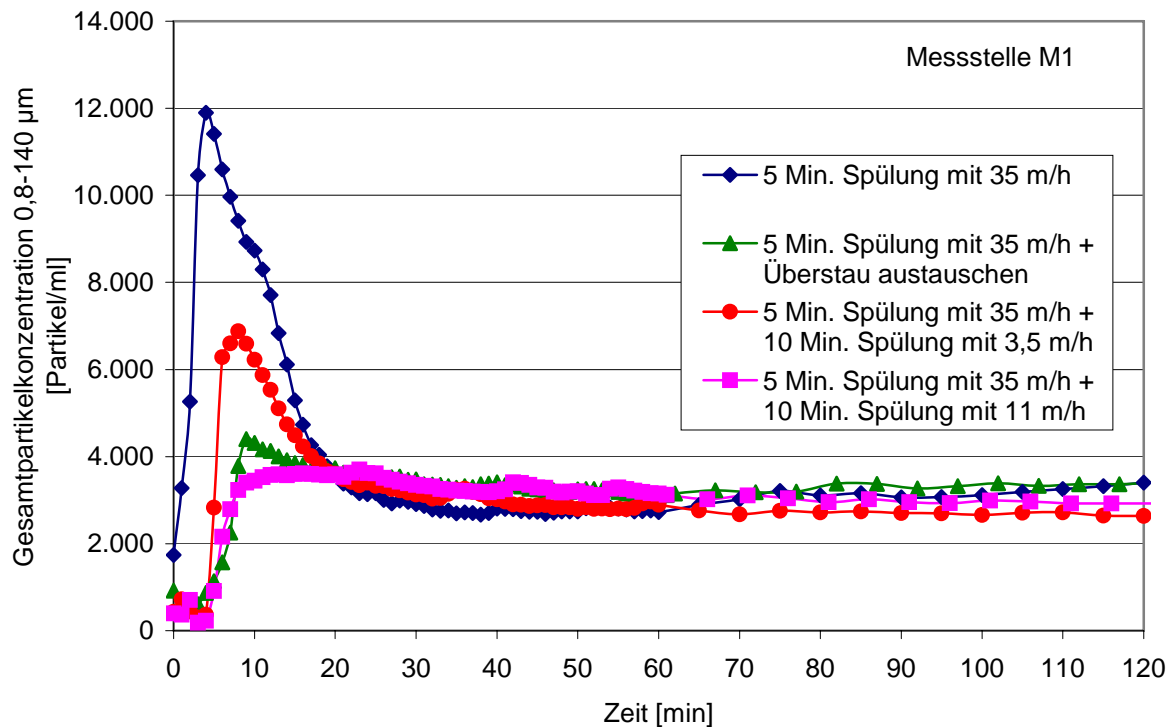


Abb. 4.12: Auswirkungen verschiedener Spülprogramme auf die Gesamtpartikelkonzentration an der Messstelle M1 während einer Zweitbeladung mit 2 mg/l Ocker

Es ist zu sehen, dass nach der Nachspülphase mit Filtrationsgeschwindigkeit eine höhere Partikelkonzentration im Erstfiltrat vorhanden ist als nach einem Austausch des Restspülwassers im Überstauraum durch Reinwasser. Der schlechtere Partikelaustrag bei der Filterspülung ist vor allem auf die bereits erläuterten Ablaufstörungen im Überstauraum bei der Spülung mit einer Geschwindigkeit von 3,5 m/h zurückzuführen. Eine deutliche Steigerung der Erstfiltratqualität konnte durch die ergänzende 10-minütige Spülung mit einer Geschwindigkeit von 11 m/h erzielt werden. Die Partikel im Überstauraum wurden so weit reduziert, dass kein Partikel-Peak im Erstfiltrat mehr festgestellt wurde. Im Vergleich zum Austausch des Restspülwassers im Überstauraum wurden bei einer Nachspülphase auch die im Filterbett bereits gelösten Partikel mit ausgetragen. Dieses führte zu einem besseren Partikelaustrag im gesamten Filter und damit auch zu einer geringeren Erstfiltratbelastung. Für die 10-minütige Spülung mit 11 m/h wurden 220 Liter Spülwasser benötigt. Damit wurde während der Nachspülphase ca. das 1,5-fache des im Versuchsfilters vorhandenen Wasservolumens ausgetauscht.

Um den Vorteil einer höheren Geschwindigkeit während der Nachspülphase zu verdeutlichen, ist die Gesamtmenge der ausgetragenen Partikel in Abbildung 4.13 dargestellt. Das Ranking spiegelt das Ergebnis der Kurvenverläufe aus Abbildung 4.12 wider. Das effizienteste Spülprogramm ist das Spülprogramm mit einer Nachspülphase mit einer Geschwindigkeit unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit.

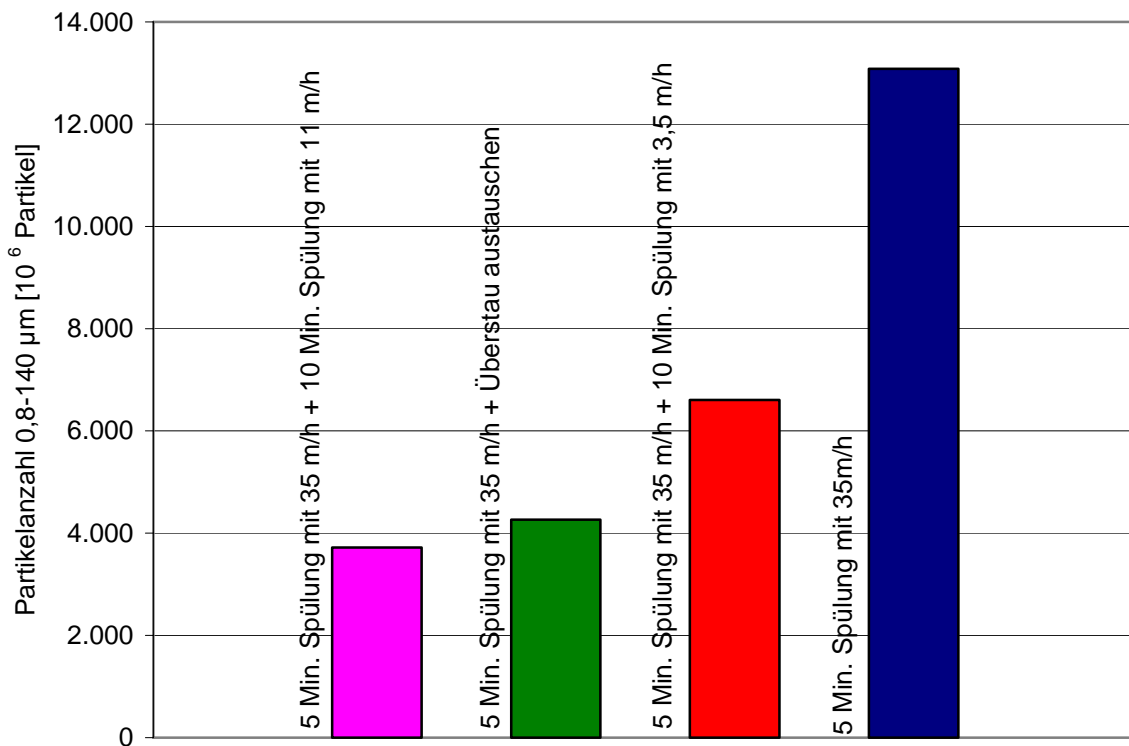


Abb. 4.13: Kumulierte Partikelanzahl im Erstfiltrat bei einer Beladung mit 2 mg/l Ocker nach verschiedenen Spülprogrammen (Erstfiltratphase: 15 Minuten, Messstelle M1)

#### 4.2.5 Untersuchungen zur Anfahrgeschwindigkeit bei Filtrationsstart

Nach der Spülung von offenen Tiefenfiltern ist der Überstauraum häufig bis zum Schlammwasserablauf mit Wasser gefüllt. Durch den größeren geodätischen Höhenunterschied im Vergleich zum Filtrationsbetrieb ist bei einer Überstauregelung die Filtrationsgeschwindigkeit bei Filtrationsbeginn deutlich erhöht. Dieses gilt auch bei einer Auslaufregulierung, da hierbei das Klappenventil nach der Filterspülung direkt bis zum Sollwert geöffnet wird. In der Praxis wird neuerdings durch langsames Öffnen der Klappenventile versucht, die Geschwindigkeit bei Filtrationsstart langsam zu steigern.

Bei den durchgeführten Versuchen wurde der höhere Vordruck durch ein Ventil in der Filtratablaufleitung ausgeglichen. Um jedoch die Effekte einer erhöhten Anfangsfiltrationsgeschwindigkeit zu zeigen, wurde für den verwendeten VersuchsfILTER die Filtrationsgeschwindigkeit in Abbildung 4.14 dargestellt. Das Wasser aus dem Überstauraum wurde nach der Filterspülung nicht abgesenkt. Beim Start der Filtrationsphase beträgt die Filtrationsgeschwindigkeit ca. 15 m/h. Damit ist die Geschwindigkeit zu Filtrationsbeginn gegenüber der Sollgeschwindigkeit von 3,5 m/h viermal höher.

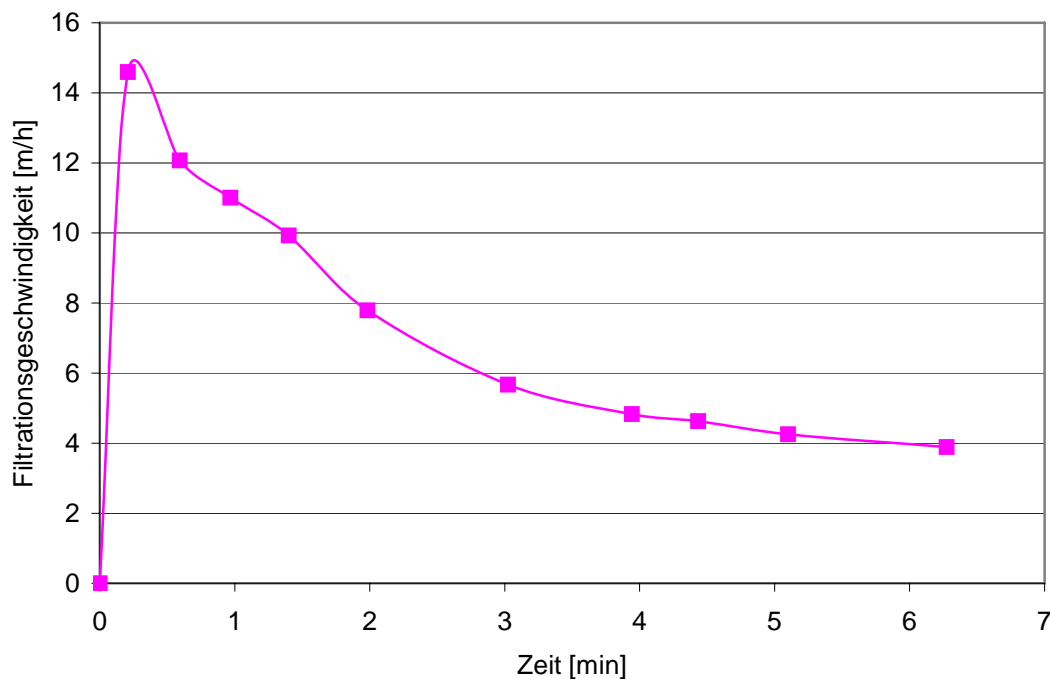


Abb. 4.14: Erhöhte Filtergeschwindigkeit des Versuchsfilters (Überstauregulierung) bei Filtrationsstart

Eine erhöhte Filtrationsgeschwindigkeit wirkt sich auch auf die Partikelkonzentration zu Filtrationsbeginn aus, wie in Abbildung 4.15 dargestellt. Es ist die Partikelanzahl im Filtrat der ersten 60 Minuten bei konstanter und nach Abbildung 4.14 erhöhter Filtrationsgeschwindigkeit gezeigt. Die Rohwasserkonzentration der Zweitbeladung betrug 15 mg/l Ockerpartikel. Durch den Filtrationsstart mit konstanter Filtergeschwindigkeit werden ca. 7 % weniger Partikel mit dem Reinwasser ausgetragen. Deshalb sollte zu Beginn der Filtrationsphase die Filtrationsgeschwindigkeit langsam

bis zum Erreichen des Sollwertes erhöht werden. Als Richtwert kann hier die in Großbritannien angewandte Geschwindigkeitsänderung von 3 % pro Minute [HUDSON (1963)] übernommen werden.

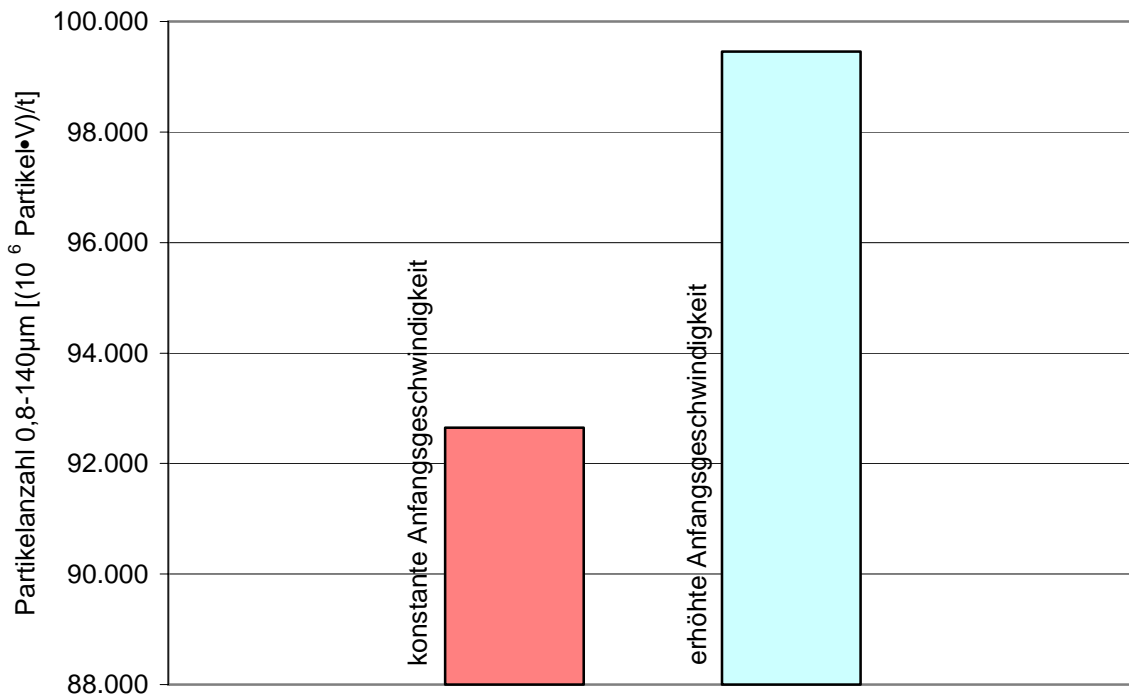


Abb. 4.15: Partikelanzahl im Erstfiltrat bei verschiedenen Filtrationsgeschwindigkeiten und nach einer Filterlaufzeit von 60 Minuten bei einer Beladung mit 15 mg/l Ocker (Messstelle M1)

#### 4.2.6 Differenzierte Betrachtung in Abhängigkeit der Partikelgröße

Bei den bisher dargestellten Ergebnissen wurde ausschließlich die Gesamtpartikelkonzentration im gesamten Messbereich des Partikelzählers (0,8 - 140 µm) betrachtet. Aufgrund der aktuellen Diskussion über pathogene Mikroorganismen im Erstfiltrat ist jedoch auch der Partikelgrößenbereich von 3 - 10 µm besonders interessant. Aus diesem Grund wird nachfolgend eine differenzierte Betrachtung der Partikelgrößenbereiche während der Filtrations- und Spülphase des Versuchsfilters durchgeführt.

In Abbildung 4.16 ist die Partikelverteilung während der Filtrationsphase exemplarisch nach einer Beladung von 5 Stunden dargestellt. Partikel kleiner  $5\text{ }\mu\text{m}$  haben im Zulauf (M10) insgesamt einen Anzahlanteil von ca. 95 %. Den größten Anteil hiervon bilden Partikel in einem Größenbereich zwischen  $0,8 - 1,0\text{ }\mu\text{m}$ . Durch den Vergleich des prozentualen Anteils der einzelnen Größenklassen im Zulauf und Ablauf (Filtrat) wird deutlich, dass Ockerpartikel kleiner  $1\text{ }\mu\text{m}$  nur in unzureichender Anzahl im Versuchsfilter zurückgehalten werden.

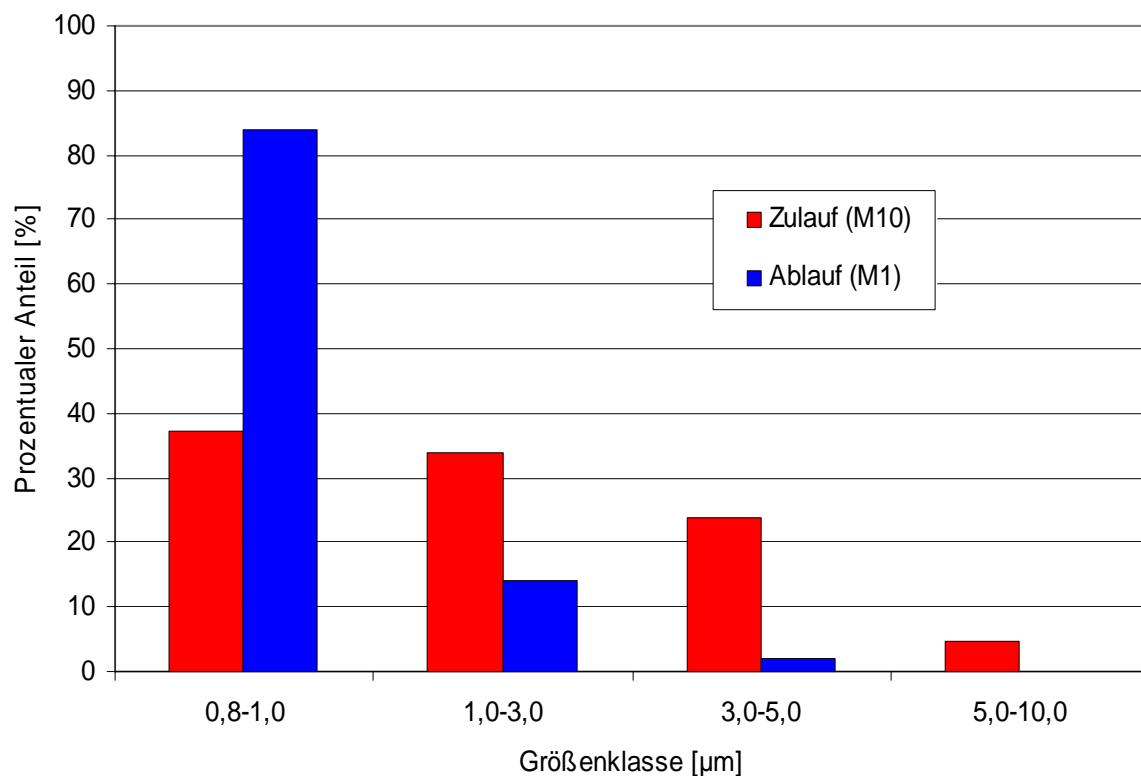


Abb. 4.16: Prozentuale Verteilung der einzelnen Größenklassen während der Filtration am Zulauf (M10) und am Ablauf (M1) des Versuchsfilters

In Abbildung 4.17 ist die Erstfiltratphase nach einer 5-minütigen Filterspülung mit 35 m/h und einer Nachspülphase von 10 Minuten (bei 11 m/h) dargestellt. Hierbei wurde die bei der Auswertung der Spülversuche betrachtete Gesamtpartikelkonzentration (0,8 - 140  $\mu\text{m}$ ) den einzelnen Partikelgrößenklassen gegenüber gestellt. Den größten Anteil an der Gesamtpartikelkonzentration haben wie erwartet die Partikel kleiner 1  $\mu\text{m}$ . Unabhängig vom unterschiedlichen Anteil der einzelnen Partikelgrößenklassen an der Gesamtpartikelkonzentration sind die Kurvenverläufe jedoch ähnlich.

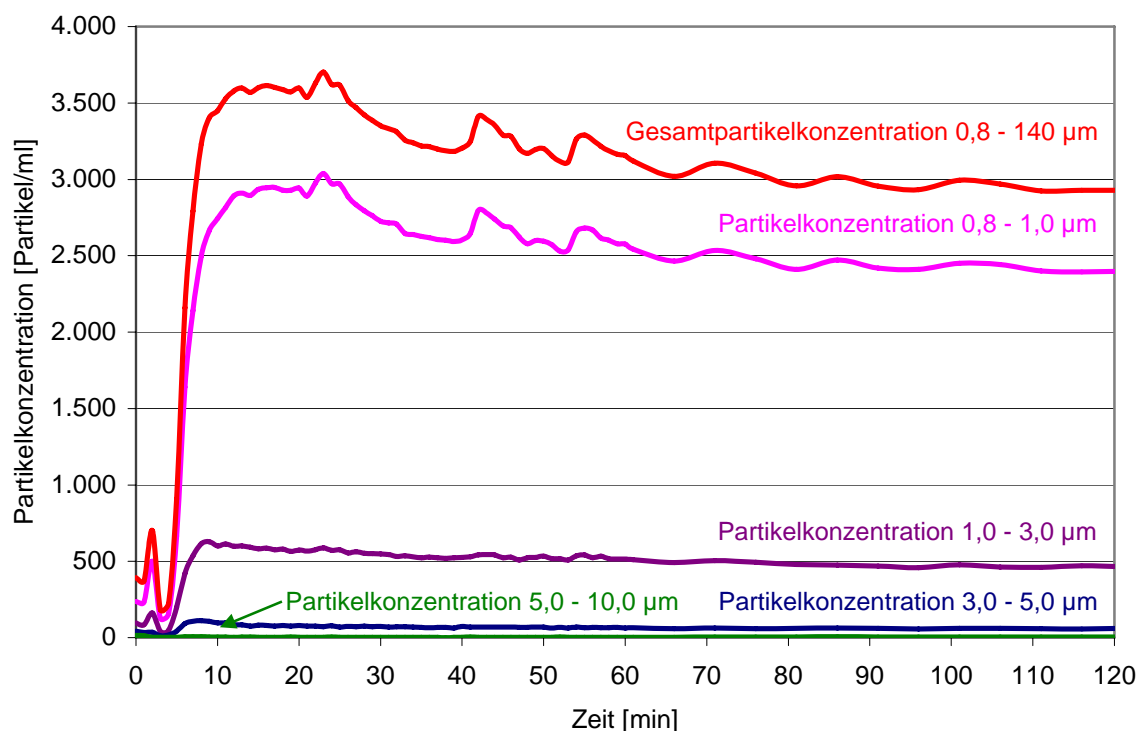


Abb. 4.17: Partikelkonzentration während der Erstfiltratphase bei einer Beladung von 2 mg/l unterteilt nach Partikelgrößenklassen nach einer Filterspülung (5 Min. mit 35 m/h + 10 Min. mit 11 m/h)

Die Abnahme der Partikelkonzentration bei der Filterspülung ist aufgeteilt in Größenklassen in Abbildung 4.18 dargestellt. Es wurde zunächst 5 Minuten mit einer Spülgeschwindigkeit von 35 m/h gespült. Danach fand eine Nachspülphase mit einer Spülgeschwindigkeit von 3,5 m/h statt. Die Charakteristik der Kurvenverläufe der einzelnen Größenklassen während der Nachspülphase ist nahezu identisch.

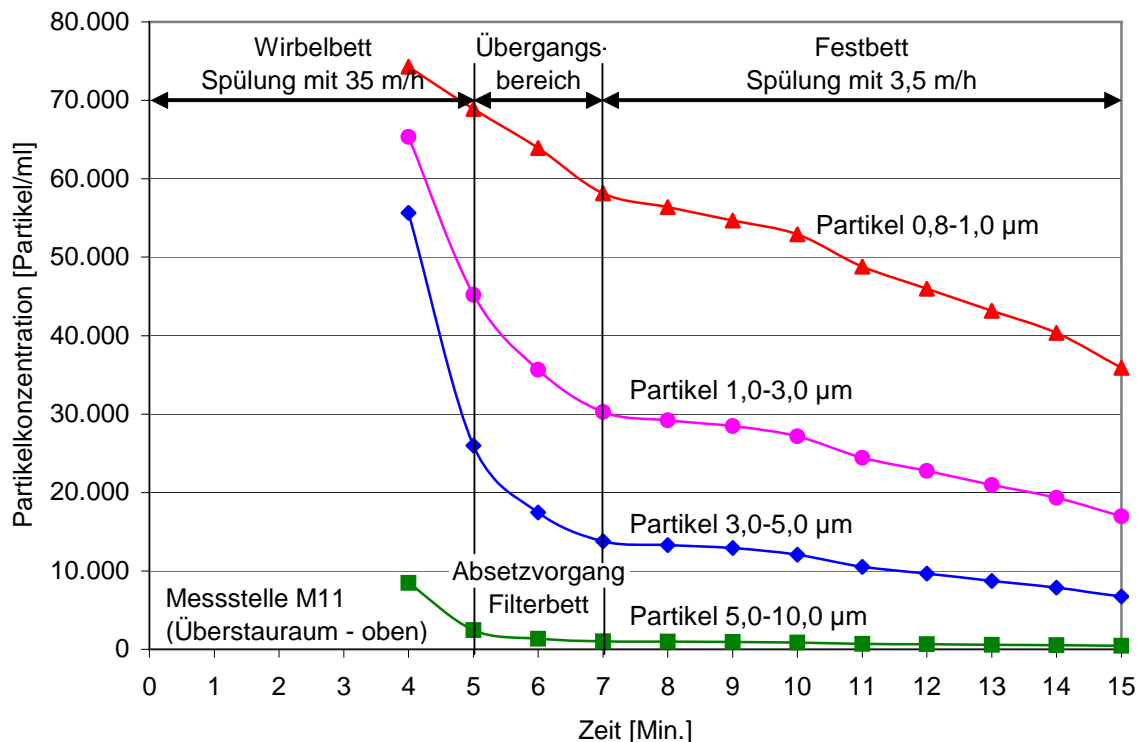


Abb. 4.18: Abnahme der Partikelkonzentration der einzelnen Partikelgrößenklassen während der Filterspülung (5 Min. mit 35 m/h + 10 Min. mit 3,5 m/h) nach einer 5-stündigen Beladung mit 15 mg/l Ocker

Die Veränderung des prozentualen Anteils der einzelnen Größenklassen an der Gesamtmenge der Partikel für das gleiche Spülprogramm ist in Abbildung 4.19 gezeigt. Während der Nachspülphase (Beginn des Übergangsbereichs) steigt der prozentuale Anteil der Partikel kleiner 1 µm von ca. 50 % auf fast 60 % an. Der Anteil der Partikel mit einem Durchmesser größer 1 µm nimmt ab, weil die Spülgeschwindigkeit verringert wurde und damit Partikel dieser Größenklasse nicht mehr am Filterkorn abgelöst werden. Gleichzeitig werden Partikel größer 1 µm bei der einsetzenden Aufstromfiltration besser zurückgehalten, als Partikel kleiner 1 µm. Absolut betrachtet



nimmt der Anzahlanteil aller Partikelgrößenklassen während der Nachspülphase ab (Kapitel 4.2.3).

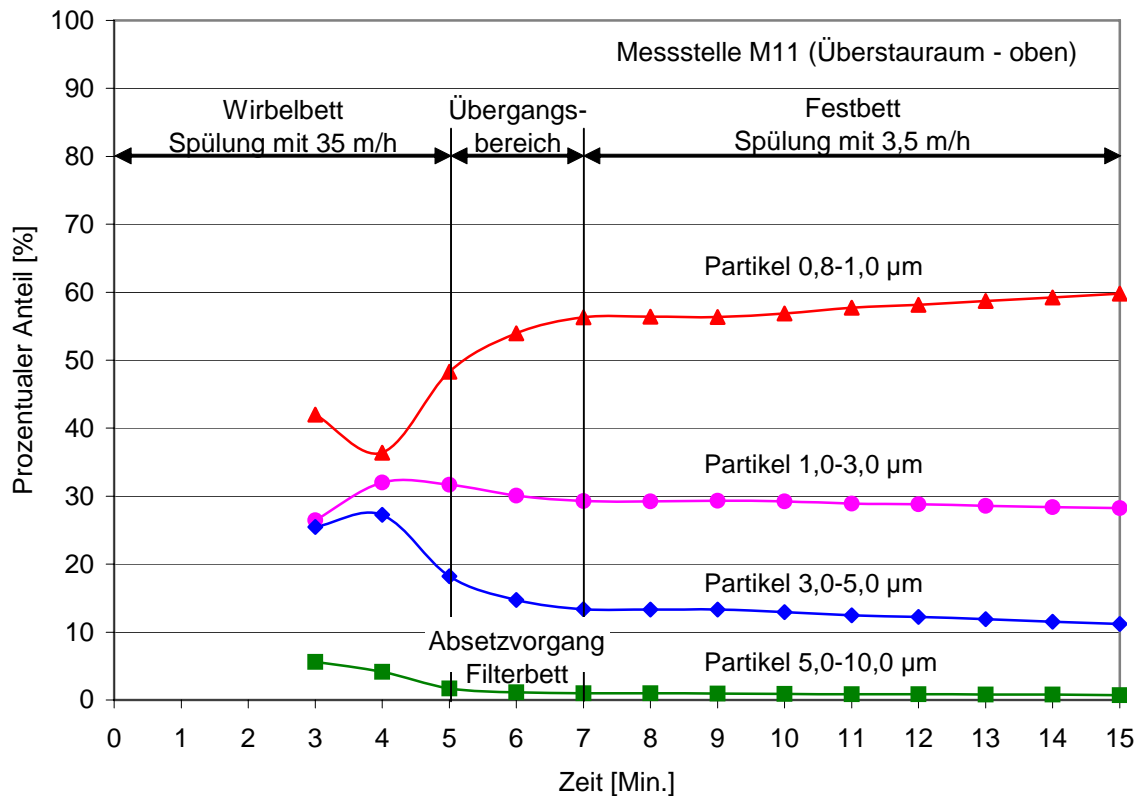


Abb. 4.19: Änderung des prozentualen Anzahlanteils der einzelnen Größenklassen an der Gesamtmenge während der Filterspülung (5 Min. mit 35 m/h + 10 Min. mit 3,5 m/h) nach einer 5-stündigen Beladung mit 15 mg/l Ocker

Ergebnis der Betrachtung der einzelnen Partikelgrößenklassen ist, dass es bei der Auswertung der durchgeführten Versuchsreihen ausreicht, die Gesamtpartikelkonzentration zu betrachten.

## **5 Numerische Strömungssimulation**

---

### **5.1 Allgemeines**

Der Austausch des Wasservolumens im Überstauraum während der Nachspülphase wurde unter Anwendung des kommerziellen Strömungssimulationsprogramms FLUENT detailliert betrachtet. Hierbei sollten schlecht durchströmte Bereiche ermittelt werden, da sich durch diese die Partikelverweilzeit verlängern kann. Gleichzeitig sollten mit Hilfe der numerischen Strömungssimulation Aussagen über die benötigte Spülgeschwindigkeit und Spülzeit getroffen werden.

Durch die Strömungssimulation ergibt sich die Möglichkeit von Parameterstudien des Ablaufsystems. Es lassen sich die Strömungsverhältnisse von verschiedenen Ablaufsystemen miteinander vergleichen. Durch die Möglichkeit eines Scale-up auf größere Filterdurchmesser können neben dem VersuchsfILTER auch FILTER mit praxisnahen Filterdurchmessern betrachtet werden. Es wurden daher auch Berechnungen an einem FILTER mit einem Durchmesser von 3.500 mm durchgeführt. Hierbei handelt es sich um eine in der Wasseraufbereitung häufig eingesetzte FILTERgröße. Ebenso war mit Hilfe der Strömungssimulation die Betrachtung der Strömung in Rechteckfiltern ohne aufwändige Versuche möglich.

### **5.2 Geometrien des Überstauraums**

Die Strömungssimulationen wurden mit den Geometrien von drei verschiedenen Filtertypen durchgeführt. In Voruntersuchungen (Anhang 12) wurde nachgewiesen, dass in der Grenzschicht vom Filterbett zum Überstauraum ein Blockprofil der Fluidgeschwindigkeit vorliegt. Damit war es für die durchgeführten Simulationsrechnungen ausreichend, nur den Strömungsvorgang oberhalb des Filterbetts zu betrachten.

### 5.2.1 Zylindrischer Filter DN 400

Die für die Strömungssimulation zugrunde gelegte Geometrie ist in Abbildung 5.1 dargestellt. Es handelt sich hierbei um ein zweidimensionales Modell des Überstauraums (Zylinderkoordinaten mit Rotationssymmetrie für die dritte Dimension) einschließlich Ablaufsystem. Die Symmetrieachse befindet sich im Mittelpunkt der Kreisfläche. Damit ist mit dem zweidimensionalen Modell die Beschreibung eines dreidimensionalen Strömungsvorgangs möglich. Die Höhe des Überstauraums bis zur Oberkante des Ablaufsystems beträgt 660 mm. Bei dieser Höhe können bei der gewählten Spülgeschwindigkeit keine Verluste von Filtermaterial bei der Spülung auftreten und es wird eine rasche Ableitung des Schlammwassers sichergestellt [DIN 19605 (1995)]. Oberhalb des Ablaufsystems ist noch ein Bereich von 30 mm vorgesehen, der Raum für das überstauende Wasser bietet. Die Filtertulpe hat einen Durchmesser von 120 mm.

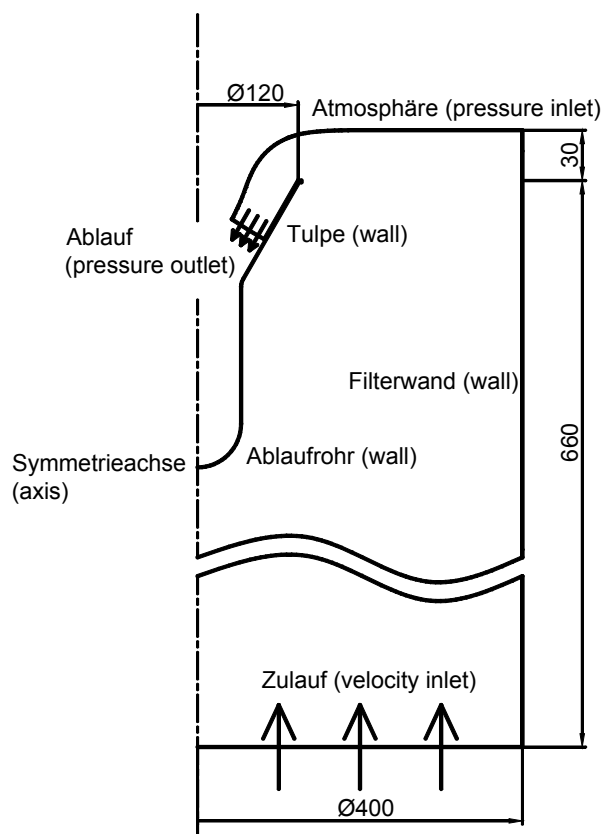


Abb. 5.1: Zweidimensionales Modell des Überstauraumes eines zyl. Tiefenfilters ( $d_F = 400$  mm;  $d_T = 120$  mm)

Für die Ein- und Auslässe wurden unterschiedliche Randbedingungen festgelegt, unter denen das Fluid die erzeugte Geometrie durchströmt. Als Einlass wurde ein *Velocity Inlet* ausgewählt. Damit strömt das Fluid als Blockprofil senkrecht zur Einlassoberfläche ein. Der Auslass wurde als *Pressure Outlet* definiert. Die Grenzschicht zwischen Spülwasser und Atmosphäre wurde als *Pressure Inlet* festgelegt. Alle weiteren nicht definierten Bezugsflächen sind als undurchlässige Wand (*Wall*) festgelegt.

### 5.2.2 Zylindrischer Filter DN 3.500

Bei der in Abbildung 5.2 dargestellten Geometrie handelt es sich um ein Scale-up auf einen Filterdurchmesser von 3.500 mm. Der Durchmesser der Filtertulpe beträgt 1.076 mm.

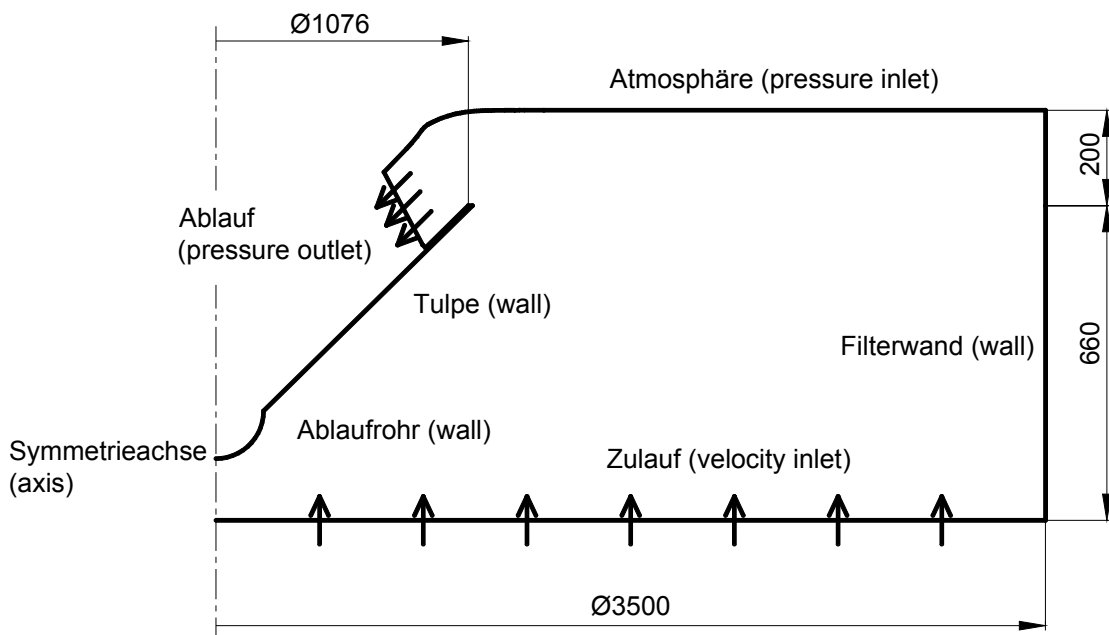


Abb. 5.2: Zweidimensionales Modell des Überstauraumes eines zyl. Tiefenfilters ( $d_F = 3.500 \text{ mm}$ ;  $d_T = 1.076 \text{ mm}$ )

Der Abstand vom Zulauf des Modells bis zur Oberkante der Filtertulpe wurde entsprechend der 400'er Geometrie bei einer Höhe von 660 mm belassen. Somit ist die

senkrechte Fließstrecke identisch. Die Randbedingungen für die numerischen Berechnungen wurden aus Kapitel 5.2.1 übernommen.

### 5.2.3 Rechteckfilter

Das Modell eines rechteckigen Tiefenfilters mit einer Breite von 3.000 mm und seitlichen Ablaufrinnen ist in Abbildung 5.3 dargestellt. Für die Strömungssimulationen wurde ein Mittelstück mit einer Länge von 1.000 mm aus einem unendlich langen Filterbecken betrachtet, so dass ein Einfluss der Stirnwände auf das Rechenergebn ausgeschlossen werden kann. Die Höhe bis zur Überfallkante beträgt 660 mm. Das zweidimensionale Modell des Rechteckfilters verfügt über eine Symmetrieachse, so dass nur die rechte Seite des Tiefenfilters betrachtet wurde. Alle Randbedingungen wurden von den Geometrien der zylindrischen Tiefenfilter übernommen.

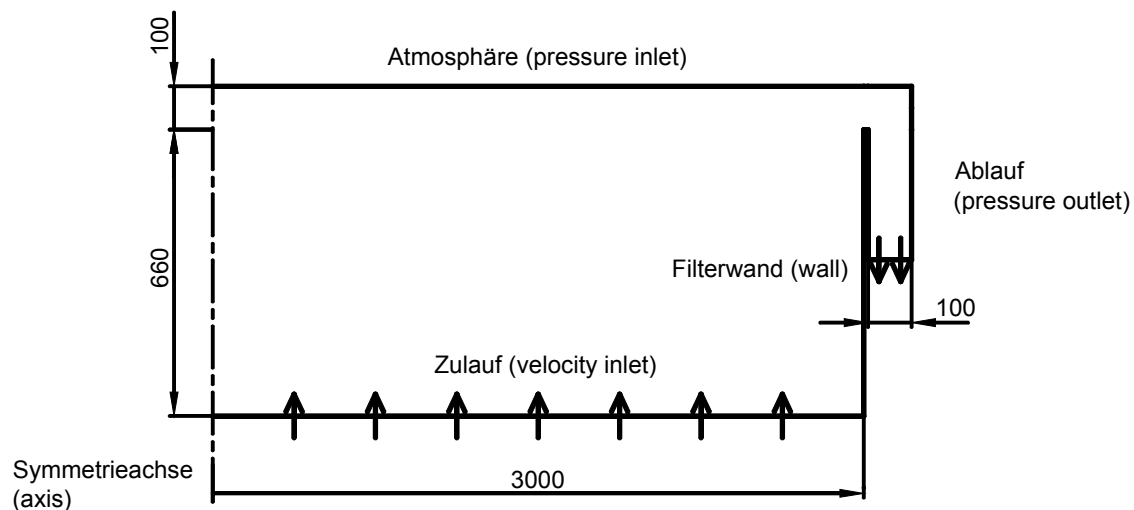


Abb. 5.3: Zweidimensionales Modell des Überstauraumes eines Rechteckfilters mit seitlicher Ablaufrinne ( $b = 3.000 \text{ mm}$ )

## 5.3 Austragszeit des Überstauwassers

Die Ergebnisse der durchgeführten Tracerversuche (Anhang 13) haben gezeigt, dass es bei der Durchströmung des Überstauraums des Versuchsfilters zu einem verzögerten Partikelaustrag durch Rückvermischungseffekte bei geringen Nachspülgeschwindigkeiten kommen kann. Bis zum vollständigen Austrag des im Überstau- raum verbliebenen Wassers würde dies zu einer deutlichen Verlängerung der Spül-

zeit führen. Mit Hilfe der Simulationsrechnung wurde der Austrag des Wasservolumens im Überstauraum simuliert, um Aussagen über die theoretisch zu erwartende Austragszeit treffen zu können.

### 5.3.1 Numerische Modellierung zur Austragszeit

Für die Betrachtung des Strömungsprofils beim Durchströmen des Spülwassers durch den Überstauraum wurden die drei Nachspülgeschwindigkeiten 3,5 m/h, 7 m/h und 11 m/h betrachtet. Der Maximalwert der Reynoldszahl für diese Geschwindigkeiten beträgt bei einem Filterdurchmesser von 400 mm 1.186 und ist damit deutlich unter der kritischen Reynoldszahl für Rohrströmungen von 2.320. Es liegen laminare Strömungsformen im Bereich des Überstauraums vor.

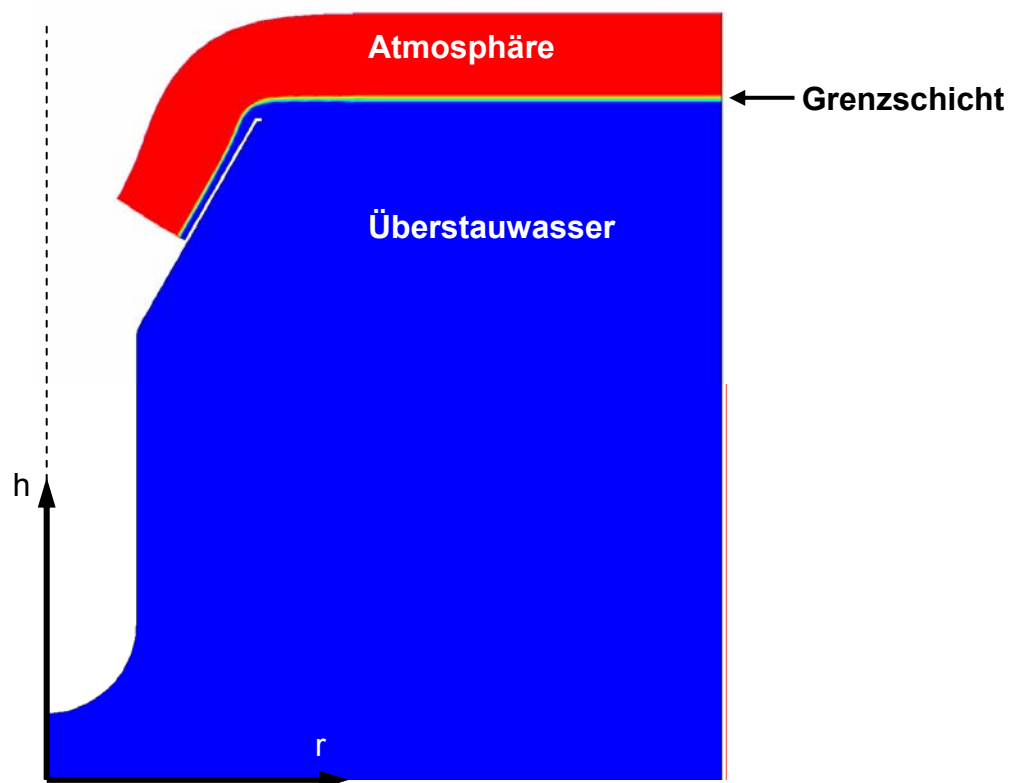


Abb. 5.4: Grenzschicht zwischen Atmosphäre (rot) und Überstauwasser (blau) während der Nachspülgeschwindigkeit von 11 m/h (zyl. Filter  $d_F = 400$  mm)

Abbildung 5.4 zeigt exemplarisch für eine Nachspülgeschwindigkeit von 11 m/h, wie sich oberhalb der Überfallkante eine Grenzschicht zwischen der Atmosphäre und

dem Überstauwasser einstellt. Die sich einstellende Überfallhöhe  $h_u$  (Kapitel 3.2.6) ist von der Filterkonstruktion und der Nachspülgeschwindigkeit abhängig.

Bei einem Filterdurchmesser von 3.500 mm liegt die Reynoldszahl im betrachteten Geschwindigkeitsbereich zwischen 3.500 und 11.000. Da eine turbulente Rohrströmung vorliegt, wurden die Simulationsrechnungen mit dem k- $\epsilon$  Turbulenz-Modell durchgeführt.

#### **5.3.1.1 Simulation der Austragszeit des Überstauwassers**

Die Berechnung der Zeit, die benötigt wird, um das im Überstauraum befindliche Wasser auszutauschen, wurde mit Hilfe des Species Transport - Modells (Kapitel 3.3.11) durchgeführt. Eine Verwendung in Kombination mit dem Mehrphasenmodell *Volume of Fluid* (Luft und Wasser) ist in FLUENT nicht vorgesehen. Durch die Berechnung der Lage der Grenzschicht zwischen den zwei Fluiden in einer ersten Rechnung war es möglich, die Geometrie an der Grenzschicht enden zu lassen und so nur den Bereich betrachten zu können, der vom Spülwasser durchströmt wurde. In der neuen Geometrie ist die Kontur der Grenzschicht als reibungsfreie (Scherkräfte = 0), fluidundurchlässige Wand dargestellt. Damit stand ein Einphasenmodell für die instationären Modellrechnungen mit dem Species Transport - Modell zur Verfügung.

An dem Einphasenmodell wurden zunächst die Strömungszustände simuliert, um danach den Fluidaustausch berechnen zu können. Es wird dabei der prozentuale Austragsgrad des Überstauwassers in Abhängigkeit der Nachspülzeit ermittelt. Das Ergebnis dieser Berechnung ist für die unterschiedlichen Geometrien und eine Nachspülgeschwindigkeit von 11 m/h in den Abbildungen 5.5 bis 5.7 grafisch dargestellt.

In Abbildung 5.5 ist das Simulationsergebnis für das Modell des 400'er Filters dargestellt. Es wurde eine Farbskalierung gewählt, bei der das Wasser, welches nach der konventionellen Filterspülung im Überstauraum vorhanden ist, blau dargestellt und Wasser, welches bei der Nachspülphase mit 11 m/h in den Überstauraum eintritt, rot dargestellt wurde. Nach einer Nachspülzeit von 7 Minuten wurden Bereiche

an der Filteraußenseite (Mantel) noch nicht komplett von neu einströmendem Spülwasser (rot) durchflossen.

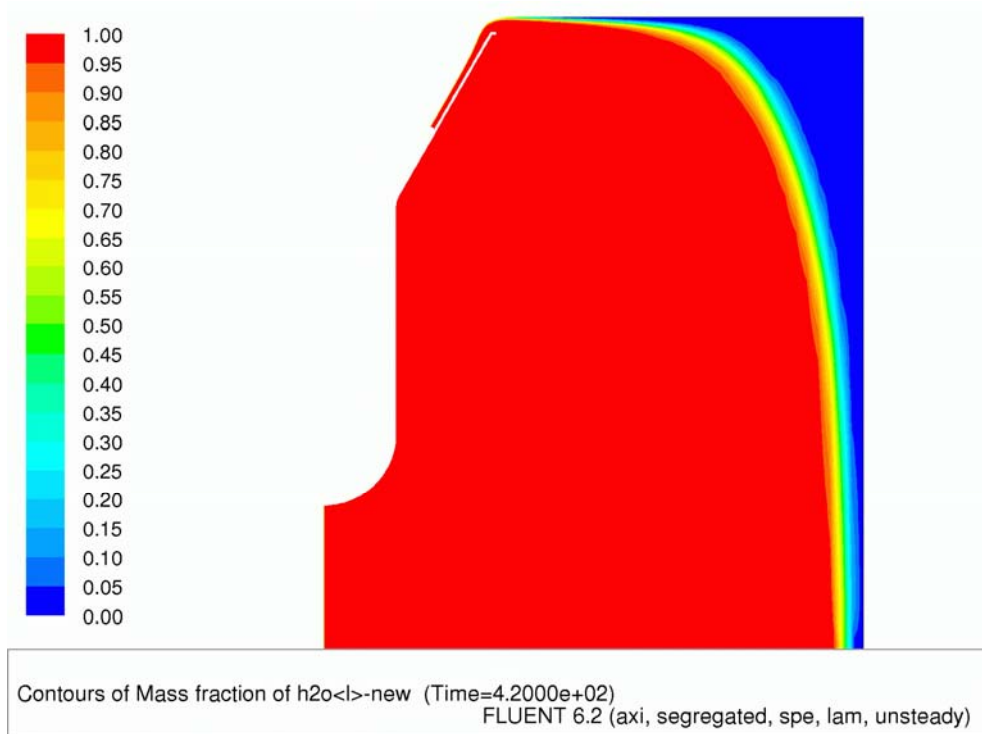


Abb. 5.5: Anteil des ausgetauschten Überstauwassers bei einer Nachspülgeschwindigkeit von 11 m/h und einer Spülzeit von 7 Minuten (zyl. Filter -  $d_F = 400$  mm;  $d_T = 120$  mm)

Für den zylindrischen Tiefenfilter mit einem Durchmesser von 3.500 mm ( $d_T = 1.076$  mm) ist das Ergebnis in Abbildung 5.6 abgebildet. Die nach einer Spüldauer von 7 Minuten nicht komplett durch Nachspülwasser ausgetauschten Bereiche (blau bis gelb) liegen am Rand und an der Wasseroberfläche. Im Gegensatz zu dem Modell des 400'er Filters wird bei dieser Geometrie ein großer Bereich an der Wasseroberfläche zusätzlich nicht vom neu einströmenden Spülwasser (rot) ausgetauscht. Eine Ursache hierfür kann die längere waagerechte Fließstrecke zwischen Filterrand und Filtertulpe sein.



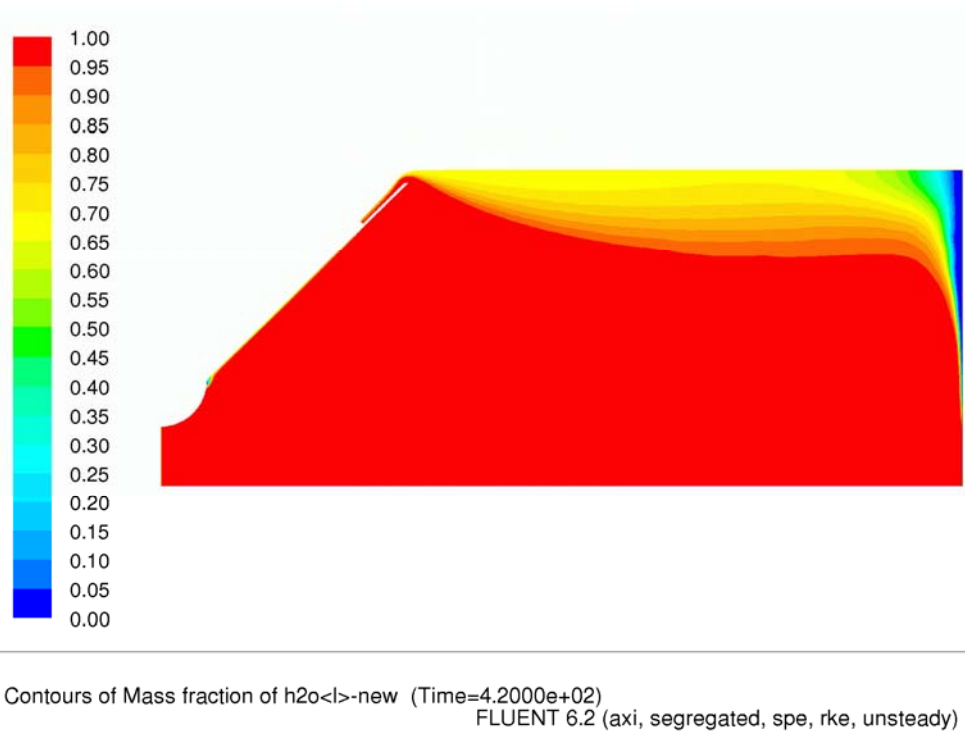


Abb. 5.6: Anteil des ausgetauschten Überstauwassers bei einer Nachspülgeschwindigkeit von 11 m/h und einer Spülzeit von 7 Minuten (zyl. Filter -  $d_F = 3.500$  mm;  $d_T = 1.076$  mm)

Für den Rechteckfilter sind die Simulationsergebnisse in Abbildung 5.7 dargestellt. Durch die seitlich angeordneten Ablaufrinnen wird der Randbereich, im Gegensatz zu den zylindrischen Filtern, gut durchströmt. An der Wasseroberfläche wurde das Spülwasser jedoch nicht komplett durch Nachspülwasser ausgetauscht.

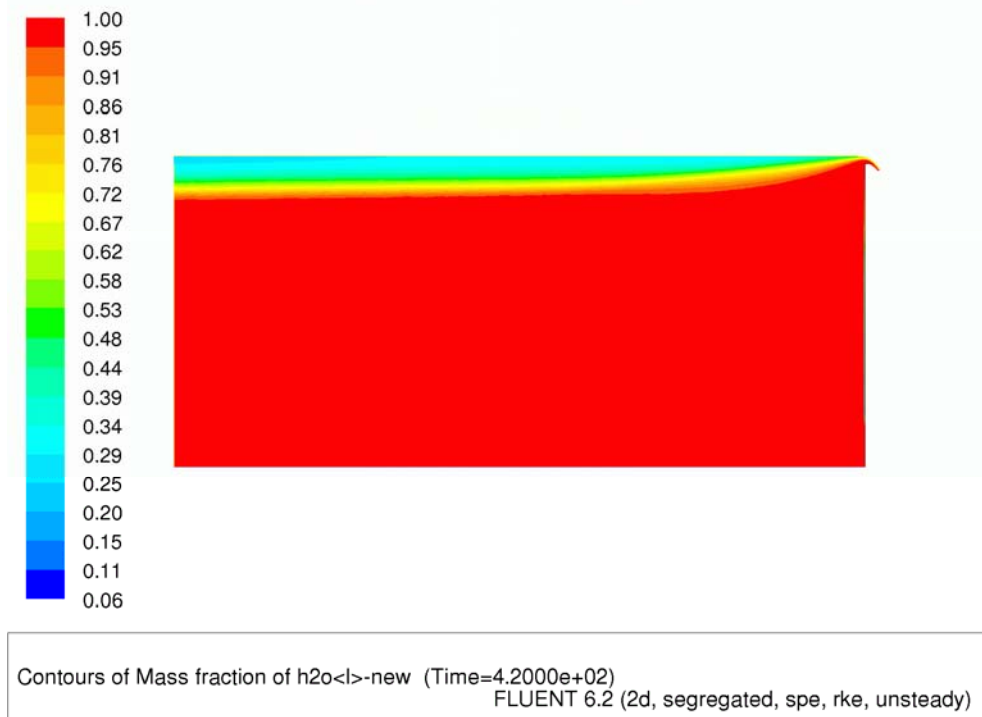


Abb. 5.7: Anteil des ausgetauschten Überstauwassers bei einer Nachspülgeschwindigkeit von 11 m/h und einer Spülzeit von 7 Minuten (Rechteckfilter -  $b = 3.000 \text{ mm}$ )

### 5.3.1.2 Austragszeiten für das Restspülwasser im Überstauraum

Geht man in idealisierter Weise davon aus, dass bei der Durchströmung des Überstauraums über die gesamte Raumhöhe eine Kolbenströmung vorliegt, ergibt sich aus dem auszutauschenden Wasservolumen und der Leerrohrgeschwindigkeit eine theoretische Austragszeit für das Wasservolumen im Überstauraum. Diese Zeit könnte als notwendige Nachspülzeit angenommen werden. Die berechneten theoretischen Austragszeiten für 90 % des Wasservolumens sind in Abhängigkeit der Nachspülgeschwindigkeit in Abbildung 5.8 dargestellt. Für die Auswertung wurde der Wert von 90 % gewählt, da anhand einer exemplarisch durchgeführten Simulationsrechnung (Anhang 14) festgestellt wurde, dass sich die Simulationszeit erheblich verlängert, wenn mehr als 90 % des Wasservolumens aus dem Überstauraum ausgetauscht werden soll.

Auf die tatsächlich benötigte Zeit für die Nachspülphase lässt sich aufgrund der Ergebnisse der Simulationsrechnung schließen. Ein Vergleich der drei betrachteten Nachspülgeschwindigkeiten ist in Abbildung 5.8 für den 400'er Filter dargestellt.

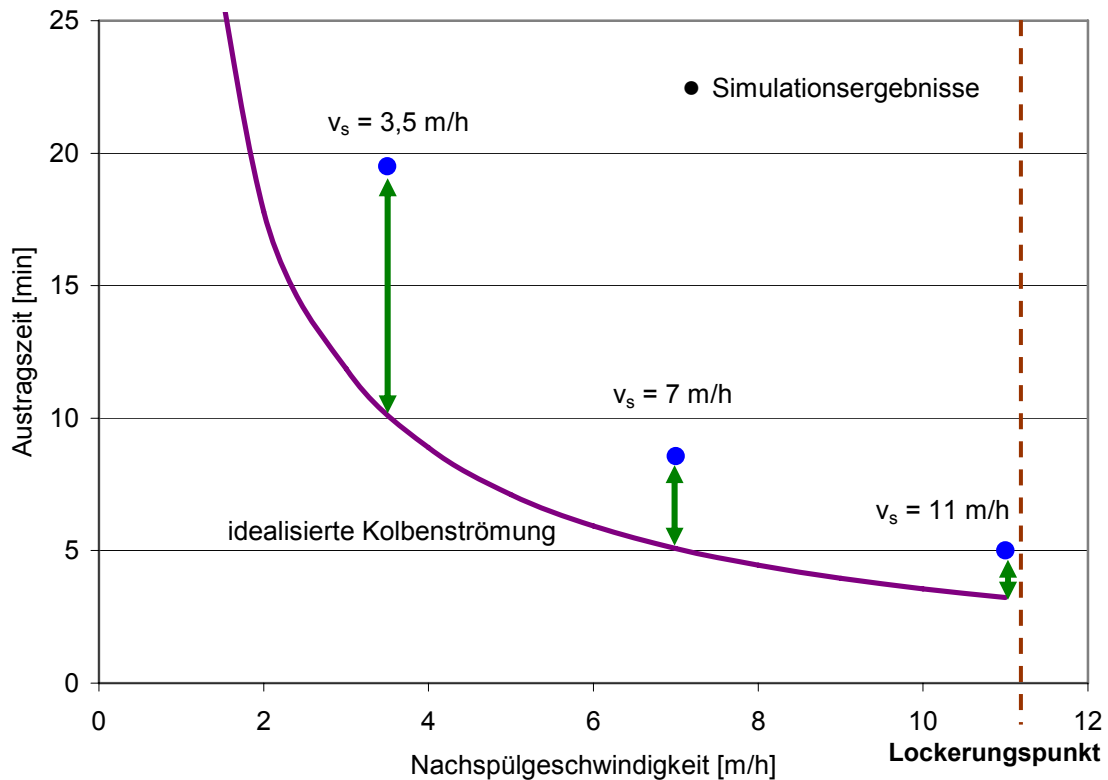


Abb. 5.8: Austragszeit für 90 % des Restspülwassers im Überstauraum in Abhängigkeit der Nachspülgeschwindigkeit - Vergleich der Simulationsergebnisse mit den Werten bei idealisierter Kolbenströmung ( $d_F = 400$  mm;  $d_T = 120$  mm)

Abbildung 5.8 verdeutlicht, dass bei einer Nachspülgeschwindigkeit von 3,5 m/h theoretisch eine Nachspülzeit von ca. 10 Minuten ausreichen würde, um das Wasser zu 90 % aus dem Überstauraum auszutragen. Die Ergebnisse der Versuche in Kapitel 4.2.3 haben jedoch gezeigt, dass eine Spüldauer von 10 Minuten zu kurz ist. Bei einer Nachspülgeschwindigkeit von 11 m/h reicht die Dauer der Nachspülphase aus.

Die prozentuale Abweichung von den idealisierten Werten nimmt ab, umso mehr man sich der Lockerungsgeschwindigkeit nähert. Damit ergibt sich bei einem vor-

liegenden Festbett während der Nachspülphase mit einer Geschwindigkeit knapp unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit die kürzeste Austragszeit für das Wasservolumen im Überstauraum. Ursache hierfür könnte die unterschiedliche zeitliche Entwicklung des Geschwindigkeitsprofils (Einlaufströmung) sein. Je höher die Einströmgeschwindigkeit in den Überstauraum ist, desto länger wird die Strecke, die für die Ausbildung des parabolischen Strömungsprofils benötigt wird. Dadurch wird über einen längeren Zeitraum der Überstauraum gleichmäßig durchströmt.

Neben den drei Nachspülgeschwindigkeiten sollte auch die Durchströmung der unterschiedlichen Geometrien miteinander verglichen werden. In Abbildung 5.9 sind die Ergebnisse der Simulationsrechnung den Austragszeiten bei angenommener idealisierter Kolbenströmung gegenübergestellt.

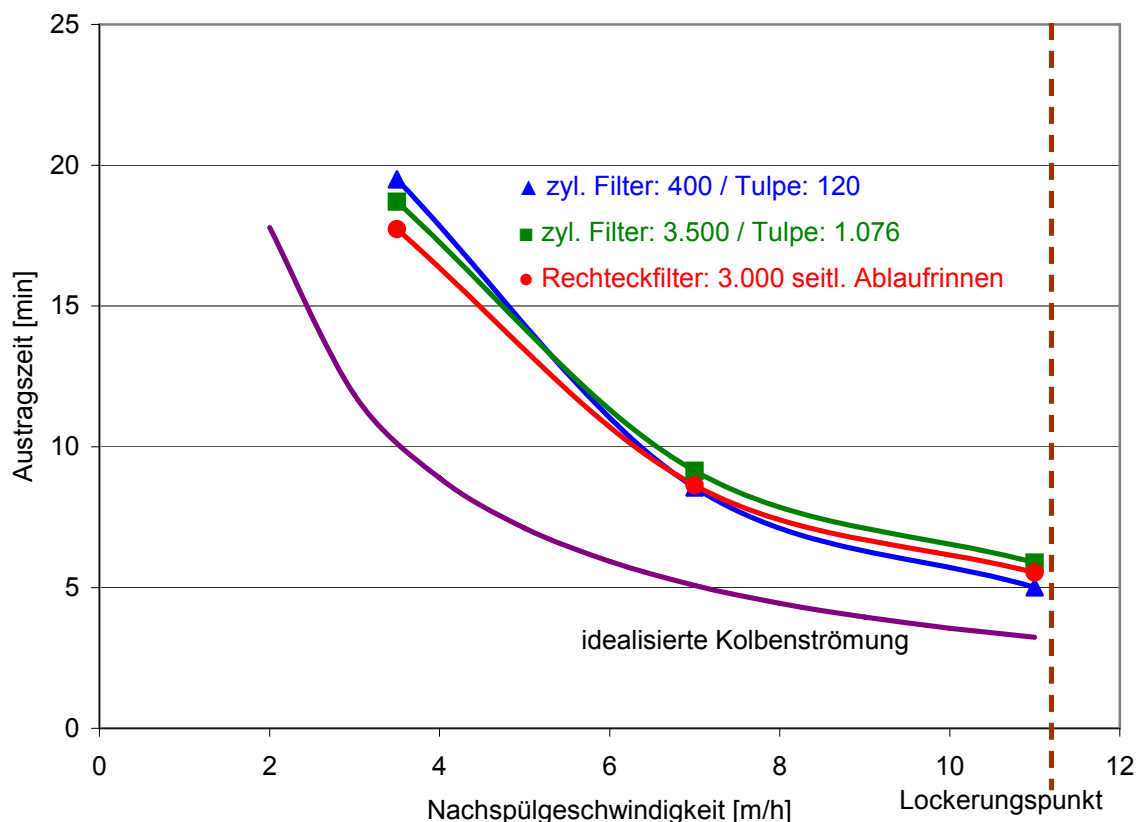


Abb. 5.9: Austragszeit für 90 % des Restspülwassers im Überstauraum in Abhängigkeit der Nachspülgeschwindigkeit - Vergleich verschiedener Geometrien

Bei der verwendeten Nachspülgeschwindigkeit von 11 m/h ergibt sich die kürzeste Austragszeit für den 400'er Filter. Eine jeweils etwas längere Austragszeit ergibt sich für den Rechteckfilter und den 3.500'er Filter. Aufgrund dieses Ergebnisses kann davon ausgegangen werden, dass die Konstruktion bzw. das Ablaufsystem der Filter einen Einfluss auf die Durchströmung des Überstauraums haben können. In Tabelle 5.1 ist die Ablaufkantenlänge  $A_{ds}$ , die durchströmte Fläche auf Ablaufkantenhöhe  $I_A$  und das Verhältnis  $A_{ds}$  zu  $I_A$  für die unterschiedlichen Filter zum Vergleich möglicher Einflüsse gegenübergestellt.

Tab. 5.1: Charakteristische Daten der betrachteten Filter

Bezeichnung des Filters	durchströmte Fläche auf Ablaufkantenhöhe $A_{ds}$	Ablaufkantenlänge $I_A$	Verhältnis $A_{ds} / I_A$
	[m <sup>2</sup> ]	[m]	[m]
zyl. Filter: $d_F = 400$ mm; Tulpe: $d_T = 120$ mm	0,106	0,390	0,27
Rechteckfilter: $b = 3.000$ mm seitl. Ablaufrinne	3,000	2.000	1,50
zyl. Filter: $d_F = 3.500$ mm; Tulpe: $d_T = 1.076$ mm	8,712	3.380	2,58

Den geringsten Wert für das Verhältnis  $A_{ds}$  zu  $I_A$  ergibt sich mit 0,27 für den 400'er Filter. Danach folgt der Rechteckfilter mit 1,50 und der 3.500'er Filter mit 2,58. Damit scheint ein Zusammenhang des Verhältnisses  $A_{ds}$  zu  $I_A$  mit den Austragszeiten zu bestehen. Deshalb wird der Einfluss des Ablaufsystems auf den Austausch des Überstauwassers detailliert in Kapitel 5.5 betrachtet.

Aus Abbildung 5.9 ist zusätzlich zu erkennen, dass bei einer Nachspülgeschwindigkeit von 3,5 m/h die Austragszeit für den 400'er Filter im Vergleich zu den beiden anderen Filtertypen schlechter wird. Ursache für die schlechtere Durchströmung bei geringeren Nachspülgeschwindigkeiten ist der zunehmende Einfluss der Wandreibung bei geringen Filterdurchmessern (Anhang 15).

## 5.4 Verweilzeit der Partikel im Überstauraum

In weiteren Simulationsrechnungen wurde der Transport der Partikel mit unterschiedlichen Partikeleigenschaften im Bereich des Überstauraums untersucht.

### 5.4.1 Betrachtungen zum Grenzkorndurchmesser

Als Grenzkorndurchmesser wird der Partikeldurchmesser bezeichnet, bei dem die am Partikel angreifenden Kräfte (Kapitel 3.2.5) im Gleichgewicht sind. Das bedeutet, dass das Partikel im Fluidstrom als ortsfest betrachtet werden kann. Alle Partikel mit einem geringeren Durchmesser als dem Grenzkorndurchmesser werden mit dem Fluid ausgetragen. Vereinfachend wird für die numerischen Berechnungen zum Partikelverhalten ausschließlich die Kugelform (Sphärizität  $\Psi = 1$ ) betrachtet. Für den Grenzkorndurchmesser ergibt sich aus den Gleichungen 3.11 - 3.13 nachfolgende Beziehung:

$$d_G = v_\infty^2 \cdot \frac{3}{4} \cdot \frac{c_W}{g} \cdot \frac{1}{\left(\frac{\rho_P}{\rho_f} - 1\right)} \quad (5.1)$$

$d_G$  : Grenzkorndurchmesser [m]

In Abbildung 5.10 ist für drei unterschiedliche Partikeldichten der Grenzkorndurchmessers  $d_G$  in Abhängigkeit der Anströmgeschwindigkeit aufgetragen. Mit den drei betrachteten Partikeldichten  $1.050 \text{ kg/m}^3$  (Eisenhydroxid-Flocke),  $1.490 \text{ kg/m}^3$  (Ockerpartikel) und  $2.650 \text{ kg/m}^3$  (Quarzmehlpartikel) werden mögliche Modelltrübstoffe exemplarisch dargestellt.

Oberhalb einer Anströmgeschwindigkeit von  $19 \text{ m/h}$  werden bei den halbtechnischen Versuchen alle sich im Überstauraum befindlichen Ockerpartikel innerhalb des Messbereichs des Partikelzählers ( $0,8 - 140 \text{ }\mu\text{m}$ ) ausgetragen. Bei der angewandten Nachspülgeschwindigkeit von  $11 \text{ m/h}$  werden die im Überstauraum vorhandenen Ockerpartikel nur bis zu einem Partikeldurchmesser von ca.  $90 \text{ }\mu\text{m}$  ausgetragen. Dieses bedeutet, dass sich Partikel größer  $90 \text{ }\mu\text{m}$  auf der Filterschicht absetzen

können. Diese Partikel werden jedoch bei der nächsten Filterspülung mit einer Spülgeschwindigkeit oberhalb der Lockerungsgeschwindigkeit ausgetragen. Ein Absinken der Partikel in die Filterschicht (Festbett) kann ausgeschlossen werden, da innerhalb der Filterschicht eine höhere Geschwindigkeit während der Nachspülphase, als die Leerrohrgeschwindigkeit, vorliegt.

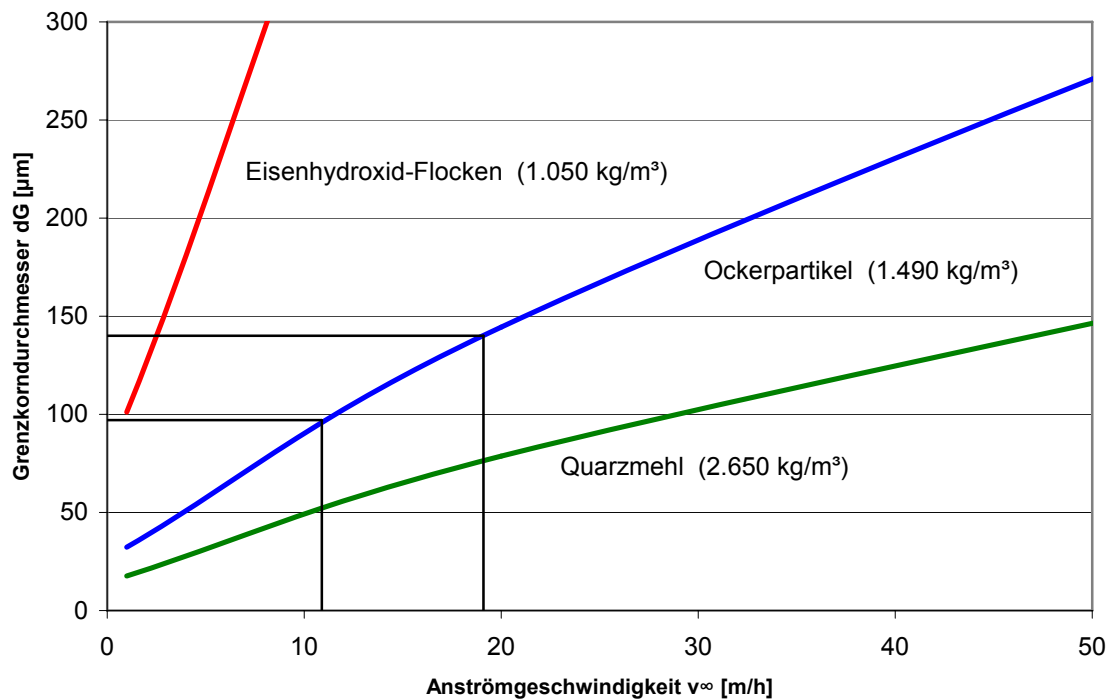


Abb. 5.10: Grenzkorndurchmessers  $d_G$  für verschiedene Partikeldichten in Abhängigkeit der Anströmgeschwindigkeit

#### 5.4.2 Numerische Modellierung der Partikelaustragszeit

Als Grundlage für die Simulation des Partikelverhaltens wurden die in Kapitel 5.3.1 dargestellten Ergebnisse zur Strömungsberechnung genutzt. Die Geometrien wurden direkt oberhalb des Filterbetts mit Injektionsstellen für die Partikel über den Radius der Filtersäule versehen. Für den 400'er Filter wurden 20 Injektionsstellen angelegt. Alle weiteren Geometrien verfügen über 40 Injektionsstellen, die gleichmäßig über den Querschnitt verteilt sind. In einem weiteren Rechenschritt wurden die Partikelbahnen im strömenden Fluid mit dem in FLUENT dafür vorgesehenen DPM-Modell (Kapitel 3.3.12) ermittelt. Es konnte für verschiedene Partikeldurchmesser und Dichten die Partikelverweilzeit bestimmt werden.

#### 5.4.2.1 Partikelaustragszeit in Abhängigkeit der Nachspülgeschwindigkeit

Die Austragszeiten der Partikel aus dem Überstauraum sind in Abhängigkeit des Abstands von der Filtermitte in den Abbildungen 5.11 - 5.13 dargestellt. In Anlehnung an die halbtechnischen Versuche wurde für die Partikeldichte die Dichte des verwendeten Modelltrübstoffs  $1.490 \text{ kg/m}^3$  und für den Partikeldurchmesser  $1 \text{ }\mu\text{m}$  gewählt. Durch die geringe Sedimentation ( $1,2 \text{ mm}$  in  $10 \text{ Minuten}$ ) folgen die Partikel nahezu ausschließlich der Strömung und können so als Tracer betrachtet werden, der die Austragszeit des Fluids in den einzelnen Bereichen des Überstauraums darstellt.

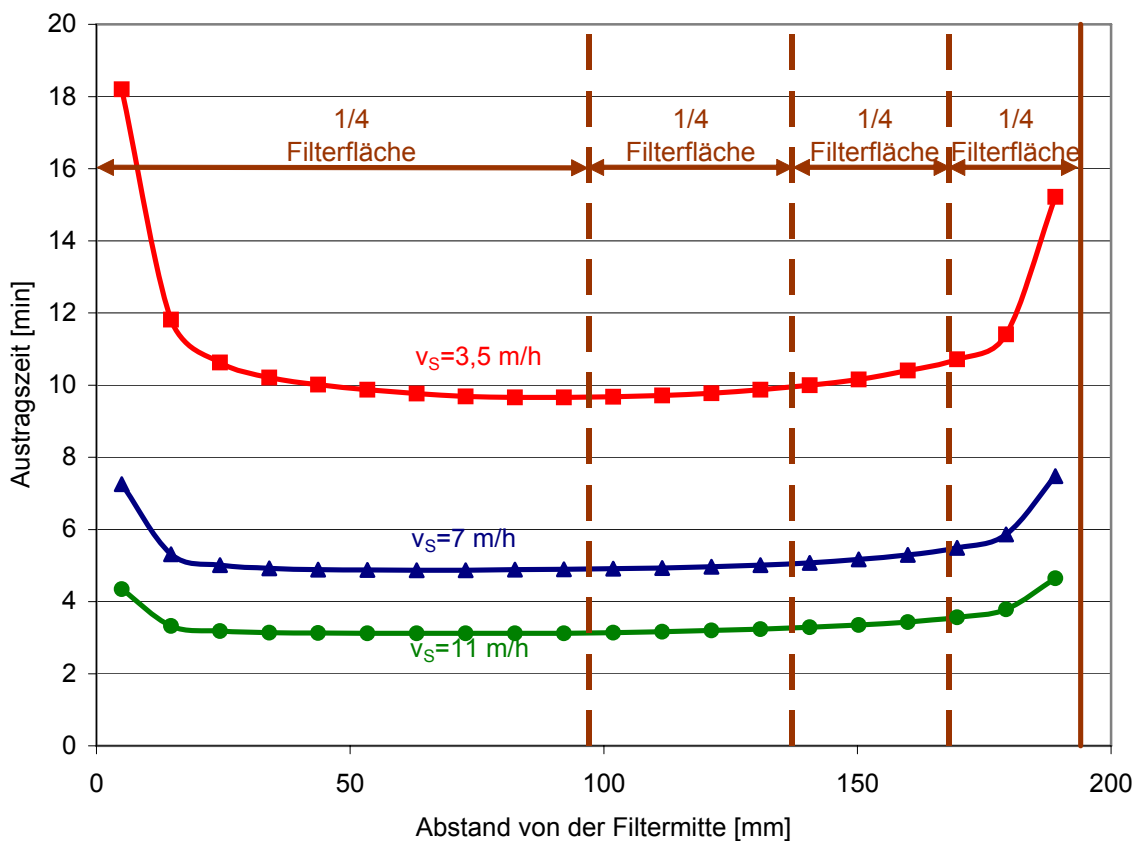


Abb. 5.11: Simulierte Partikelaustragszeit ( $\rho_P = 1490 \text{ kg/m}^3$  /  $d_P = 1 \text{ }\mu\text{m}$ ) aus dem Überstauraum eines zyl. Tiefenfilters ( $d_F = 400 \text{ mm}$ ) bei unterschiedlichen Nachspülgeschwindigkeiten

Die Kurvenverläufe in Abbildung 5.11 (zyl. Filter -  $d_F = 400 \text{ mm}$ ) zeigen, dass es in einem Gesamtbereich von ca. 25 % der Filterfläche zu einer deutlichen Verlängerung der Partikelverweilzeit kommt. Es handelt sich hierbei sowohl um den Randbereich als auch um Bereiche des Ablaufsystems in der Filtermitte. Bei den halbtechnischen



Versuchen lag die Spüldauer für die Nachspülphase bei 10 Minuten. Aufgrund der Simulationsergebnisse würde diese Zeit bei einer Nachspülgeschwindigkeit von 3,5 m/h nicht ausreichen, um alle Partikel aus dem Überstauraum auszutragen. Bei einer Geschwindigkeit von 11 m/h ist die Dauer der Nachspülphase ausreichend.

In Abbildung 5.12 ist die simulierte Partikelaustragszeit für einen zylindrischen Tiefenfilter ( $d_F = 3.500 \text{ mm}$ ) dargestellt. Der negative Einfluss der Einbauten des Ablaufsystems, der sich mit zunehmender Nachspülgeschwindigkeit verringert, ist an der linken Seite der Grafik deutlich sichtbar.

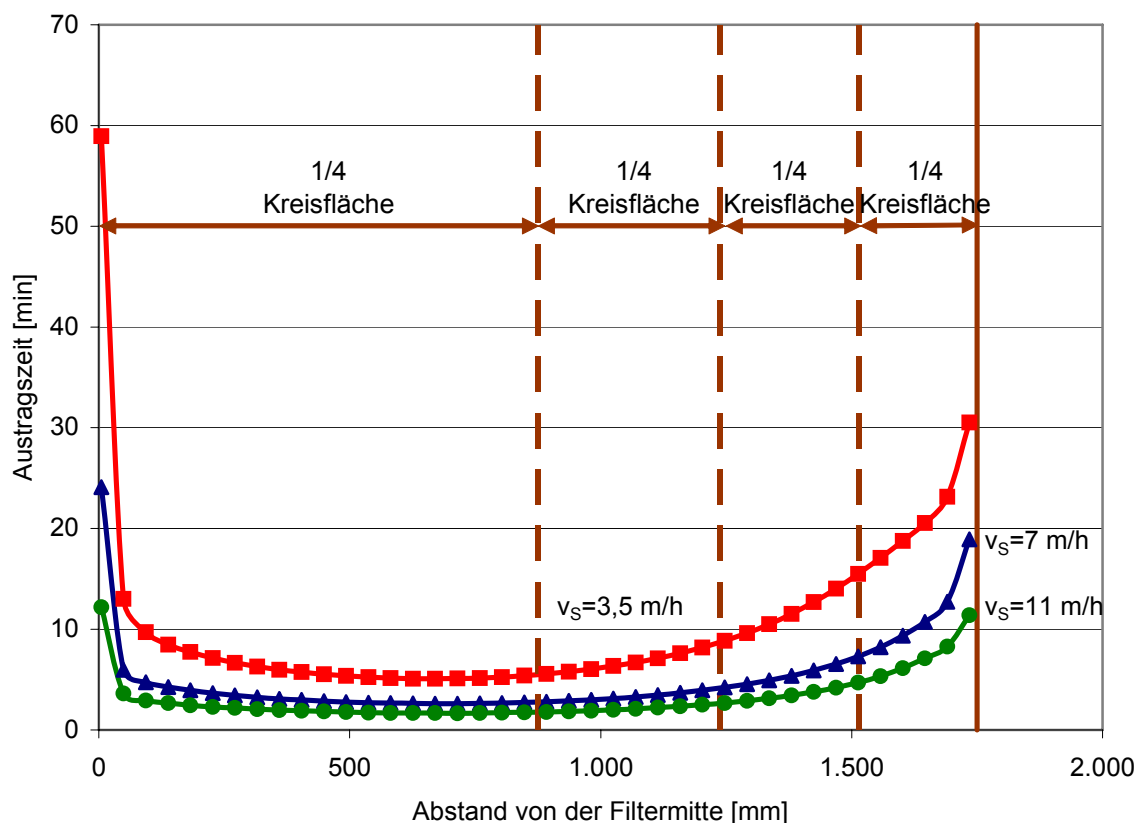


Abb. 5.12: Simulierte Partikelaustragszeit aus dem Überstauraum eines zyl. Tiefenfilters ( $d_F = 3.500 \text{ mm}$  /  $d_T = 1.076 \text{ mm}$ ) bei unterschiedlichen Nachspülgeschwindigkeiten ( $\rho_P = 1.490 \text{ kg/m}^3$  /  $d_P = 1 \text{ }\mu\text{m}$ )

Gegenüber dem 400'er Filter sind keine neuen Erkenntnisse festzustellen. Aufgrund der längeren waagerechten Fließstrecke zum zentralen Ablaufsystem sind die Austragszeiten jedoch länger. Dieses führt vor allem ab einem Abstand von ca.

1.000 mm von der Filtermitte zu einer deutlichen Verlängerung der Partikelaustragszeit.

Für den Rechteckfilter mit seitlicher Ablaufrinne ist das Ergebnis der Simulationsrechnung in Abbildung 5.13 dargestellt. Der Randeinfluss führt auch bei dem Rechteckfilter mit seitlichen Ablaufrinnen zu einer Verlängerung der Austragszeit. Ab einer Entfernung von 500 mm von der seitlichen Ablaufrinne beginnen die Kurvenverläufe stärker anzusteigen. Dieses führt zu einer deutlichen Verlängerung der Partikelverweilzeit und ist ebenfalls auf die längere waagerechte Fließstrecke zurückzuführen. Anhand dieser Simulationsergebnisse ist zu überlegen, die Breite von Rechteckfilter mit seitlichen Ablaufrinnen auf maximal zwei Meter zu begrenzen. Bei Filtern von über zwei Meter Breite sollten, sofern dieses konstruktionstechnisch möglich ist, zusätzliche Mittelrinnen installiert werden.

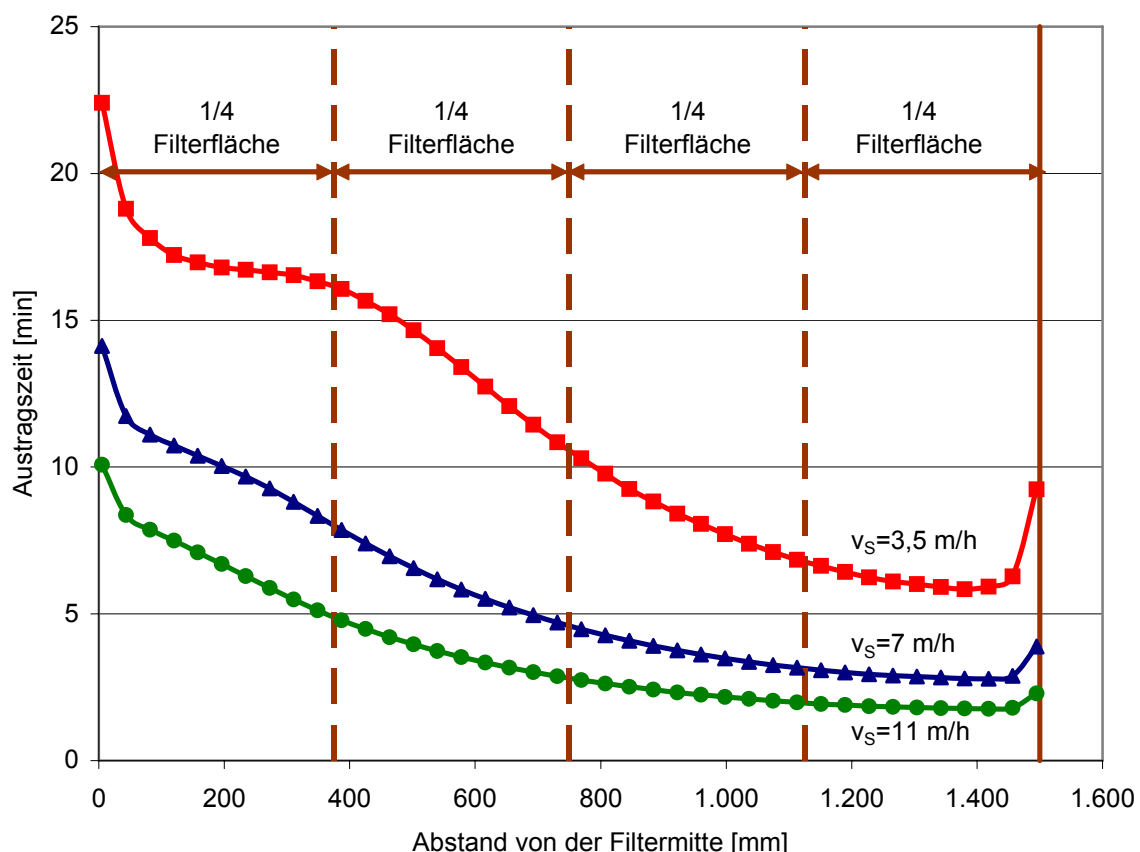


Abb. 5.13: Simulierte Partikelaustragszeit aus dem Überstauraum eines Rechteckfilters ( $b = 3.000 \text{ mm}$ ) bei unterschiedlichen Nachspülgeschwindigkeiten ( $\rho_P = 1.490 \text{ kg/m}^3$  /  $d_P = 1 \text{ }\mu\text{m}$ )

#### 5.4.2.2 Partikelaustragszeit in Abhängigkeit des Partikeldurchmessers

Die mikrobiologische Belastung von Oberflächenwässern mit Parasiten, Viren und Bakterien macht die Betrachtung von unterschiedlichen Partikelgrößen notwendig. Geht man davon aus, dass diese in Form von Einzelpartikeln vorliegen, ist eine Betrachtung von Partikelgrößen bis  $15\text{ }\mu\text{m}$  sinnvoll. Diese Simulationsrechnungen wurden nur für die Nachspülgeschwindigkeit von  $11\text{ m/h}$  und einer Partikeldichte von  $1.490\text{ kg/m}^3$  durchgeführt.

In Abbildung 5.14 sind die Ergebnisse exemplarisch an dem zylindrischen Filter ( $d_F = 400\text{ mm}$ ) für unterschiedliche Partikeldurchmesser im Bereich von  $1\text{ }\mu\text{m}$  bis  $100\text{ }\mu\text{m}$  dargestellt.

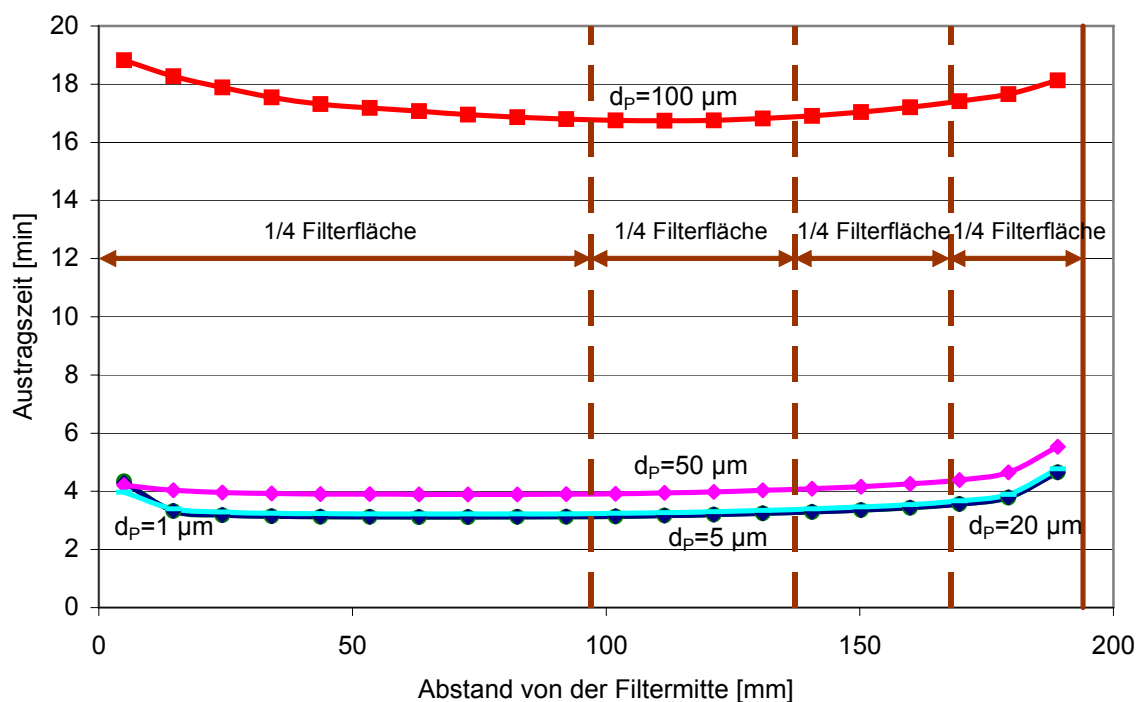


Abb. 5.14: Simulierte Partikelaustragszeit aus dem Überstauraum eines zyl. Tiefenfilters ( $d_F = 400\text{ mm}$ ) bei unterschiedlichen Partikeldurchmessern  $d_p$  ( $\rho_P = 1.490\text{ kg/m}^3$  /  $v_S = 11\text{ m/h}$ )

Bis zu einem Partikeldurchmesser von  $5\text{ }\mu\text{m}$  ist die Austragszeit nahezu identisch. Diese Partikel werden praktisch genau so schnell wie das Fluid ausgetragen. Danach nimmt die Verweilzeit bis zu einem Partikeldurchmesser von  $20\text{ }\mu\text{m}$  leicht zu. Dieses

ist detailliert in Abbildung 5.15 dargestellt. Eine deutlich längere Verweilzeit wurde erst bei den Partikeln mit einem Durchmesser über 20  $\mu\text{m}$  festgestellt. Partikel bis 50  $\mu\text{m}$  wurden bei einer 10-minütigen Nachspülphase sicher ausgetragen. Bei einem Partikeldurchmesser von 100  $\mu\text{m}$  ist dieses nicht mehr gegeben. Hierbei wurde im Vergleich zu 50  $\mu\text{m}$  Partikeln die vierfache Verweilzeit simuliert.

Der theoretische Einfluss der Sedimentationsgeschwindigkeit ( $v_{\text{sed}}$ ) im Vergleich zur Nachspülgeschwindigkeit ( $v_{\text{S}}$ ) ist in Abbildung 5.15 verdeutlicht. Es ist die resultierende Austragsgeschwindigkeit ( $v_{\text{S}} - v_{\text{sed}}$ ) über dem Partikeldurchmesser gezeigt. Bis zu einem Partikeldurchmesser von 5  $\mu\text{m}$  ist keine Veränderung der Nachspülzeit wahrnehmbar. Bis 20  $\mu\text{m}$  war der Einfluss der Sedimentationsgeschwindigkeit im Vergleich zur Nachspülgeschwindigkeit gering. Eine deutliche Zunahme des Einflusses findet erst bei Partikeldurchmessern über 20  $\mu\text{m}$  statt.

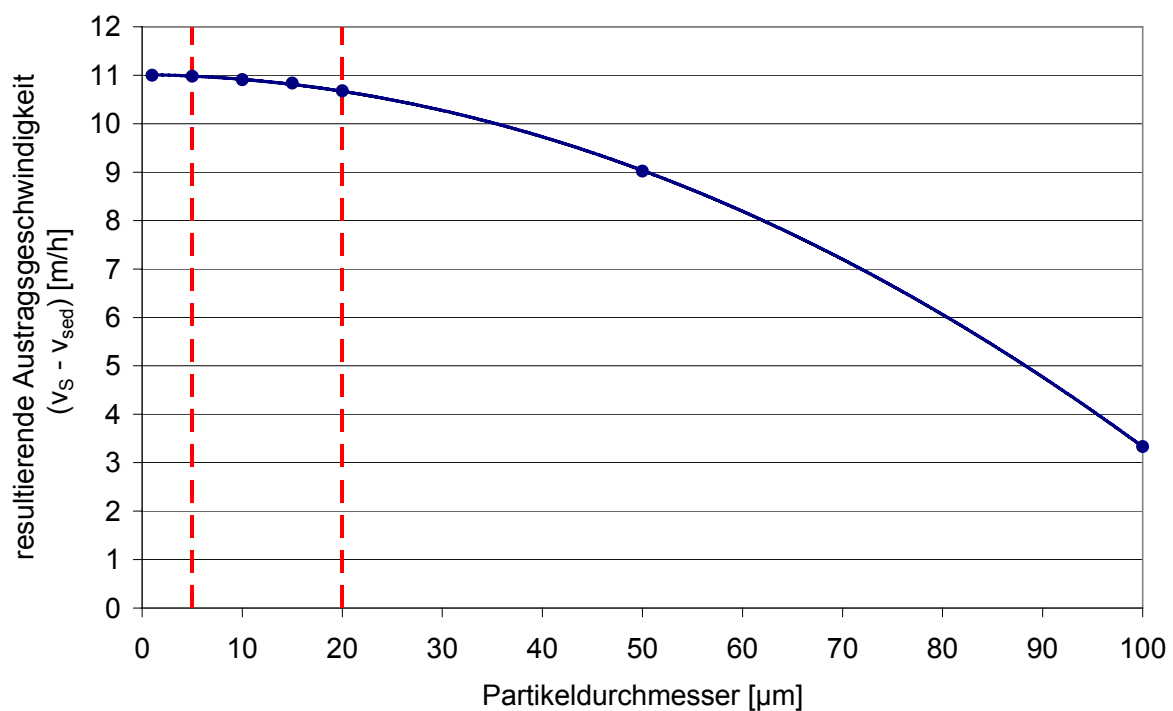


Abb. 5.15: Theoretisch ermittelte resultierende Austragsgeschwindigkeit bei  $v_{\text{S}} = 11 \text{ m/h}$  in Abhängigkeit des Partikeldurchmessers

### 5.4.2.3 Partikelverweilzeit in Abhängigkeit der Partikeldichte

Bei der Betrachtung von Partikeldichten zwischen  $1.050 \text{ kg/m}^3$  und  $2.650 \text{ kg/m}^3$  (Eisenflocke - Quarzpartikel) bei einer Nachspülgeschwindigkeit von  $11 \text{ m/h}$  sind für Partikeldurchmesser bis  $10 \text{ }\mu\text{m}$  keine Unterschiede bei der Austragszeit festzustellen.

In Abbildung 5.16 ist deshalb die Partikelaustragszeit für die unterschiedlichen Partikeldichten exemplarisch für die Partikelgröße von  $50 \text{ }\mu\text{m}$  dargestellt. Bei einer Partikeldichte von  $2.650 \text{ kg/m}^3$  beträgt die Austragszeit bei 50 % der Filterfläche über 10 Minuten. Partikel mit einer Dichte kleiner als  $1.490 \text{ kg/m}^3$  werden im gesamten Bereich innerhalb von 6 Minuten ausgetragen.

Die Simulationsergebnisse für den 3.500'er Filter und den Rechteckfilter ergaben keine neuen Erkenntnisse und werden deshalb nicht näher erläutert.

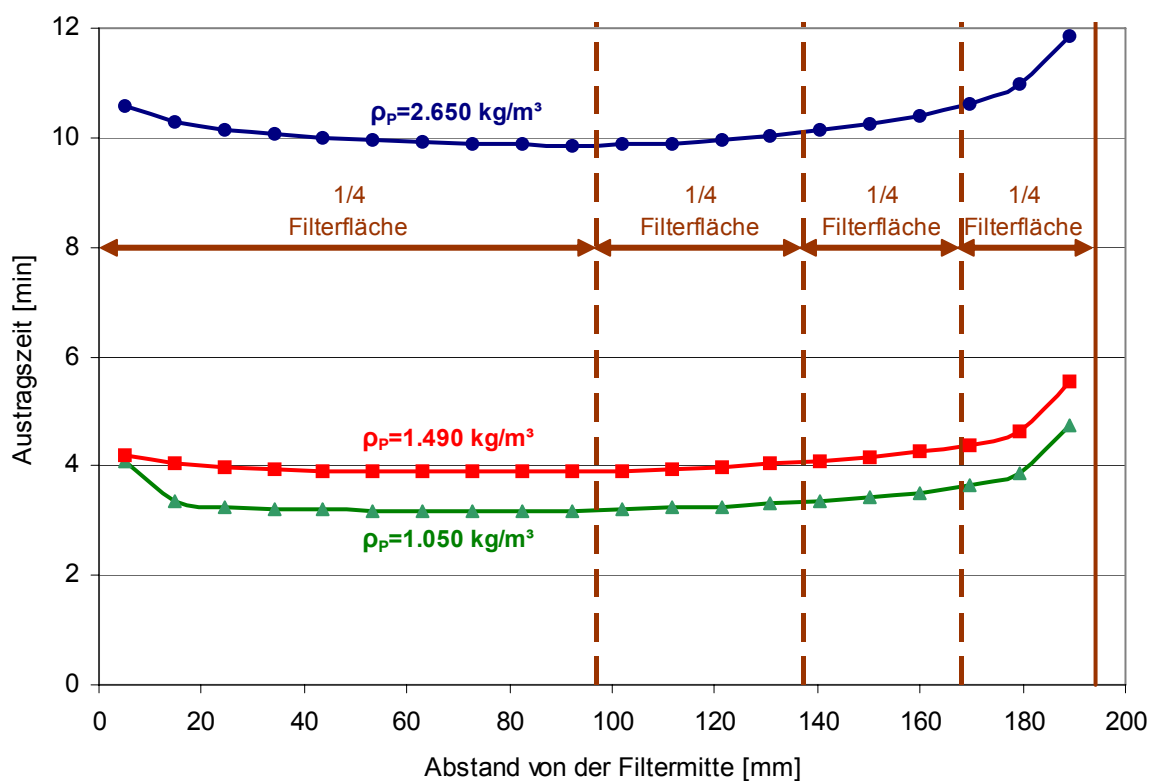


Abb. 5.16: Simulierte Partikelaustragszeit aus dem Überstauraum eines zyl. Tiefenfilters ( $d_F = 400 \text{ mm}$ ) bei unterschiedlichen Partikeldichten  $\rho_P$  ( $d_P = 50 \text{ }\mu\text{m}$  /  $v_S = 11 \text{ m/h}$ )

## 5.5 Vergleich von Ablaufsystemen

Um die Auswirkungen unterschiedlicher Varianten von Ablaufsystemen (Abb. 5.17 u. 5.18) auf den Austausch des Überstauwassers festzustellen, wurden Simulationsrechnungen an der in Kapitel 5.2.1 beschriebenen Geometrie durchgeführt. Ein großer Vorteil bei der Verwendung der Geometrie des 400'er Filters im Vergleich zu einem Filterdurchmesser von z. B. 3.500 mm ist die deutlich geringere Simulationszeit. Es besteht auch die Möglichkeit, diese Simulationsergebnisse durch den Einbau unterschiedlicher Ablaufsysteme in den vorhandenen VersuchsfILTER zu validieren. Im Rahmen dieser Arbeit wurde dieses jedoch nicht durchgeführt. Hauptaugenmerk wurde auf die folgenden drei Varianten gelegt:

- Filtertulpe
- innen liegende, ringförmige Rinne (Innenrinne)
- außen liegender Überlauf (Außenrinne)

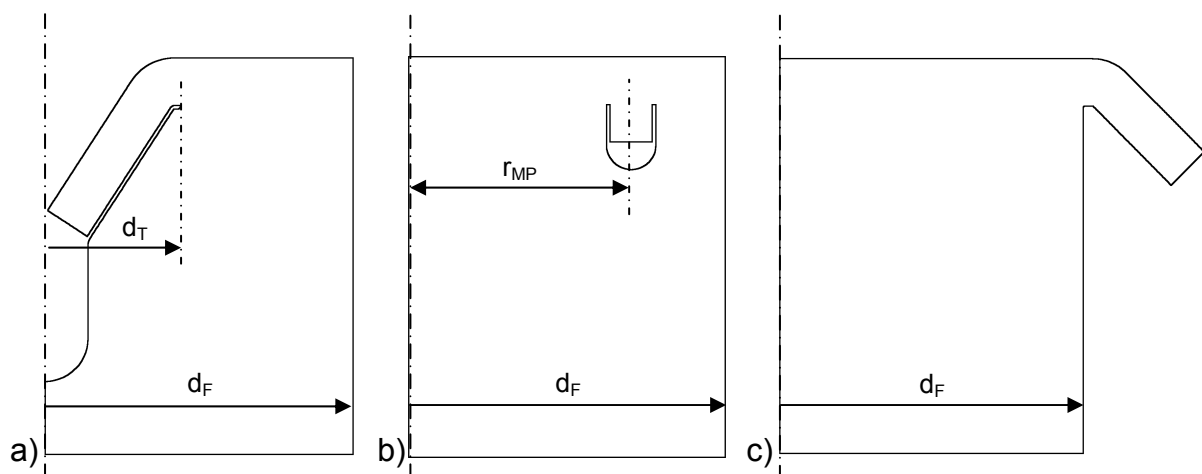


Abb. 5.17: Schematische Darstellung (rotationssymmetrisch) der betrachteten Ablaufsysteme; a) Filtertulpe, b) Innenrinne, c) Außenrinne

Die Filtertulpe wurde mit verschiedenen Tulpendurchmessern simuliert. Bei der Innenrinne betrug die Rinnenbreite jeweils 30 mm und es wurde der Abstand der Rinne zum Filtermittelpunkt ( $r_{MP}$ ) verändert.

Die betrachteten kombinierten Ablaufsysteme sind in Abbildung 5.17 dargestellt. Es handelt sich um eine Kombination aus einer Filtertulpe mit einem Durchmesser von 80 mm und einer Innenrinne mit einem Abstand von 120 mm sowie um eine Filter-

tulpe mit einem Durchmesser von 160 mm mit einem zusätzlichen Leitblech im Bereich des oberen Randes des Filterzylinders. Damit sollte der unzureichend durchströmte Bereich (Abb. 5.5) verkleinert und das Fluid im Randbereich in Richtung des Ablaufsystems umgelenkt werden.

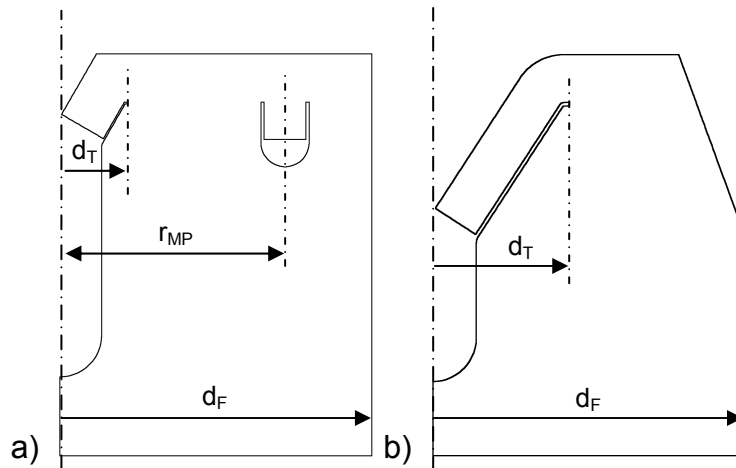


Abb. 5.18: Schematische Darstellung (rotationssymmetrisch) der betrachteten kombinierten Ablaufsysteme; a) Filtertulpe u. Innenrinne, b) Filtertulpe u. Leitblech

Die unterschiedlichen Ablaufsysteme lassen sich durch die Ablaufkantenlänge und die unterschiedliche horizontale Fläche, die das Fluid auf der Höhe der Ablaufkante durchströmt, charakterisieren (Abb. 5.19 u. Tab. 5.2).

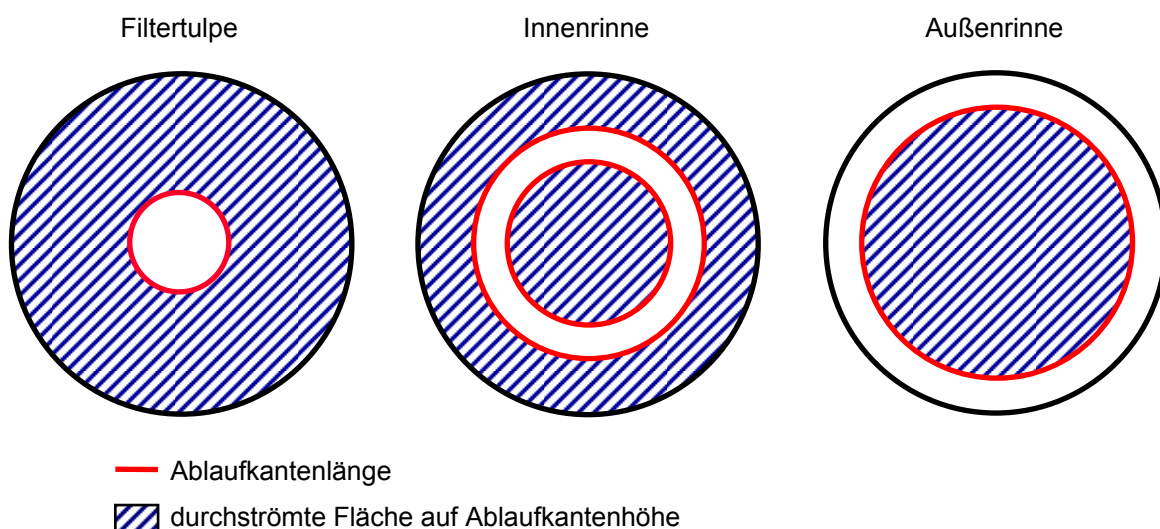


Abb. 5.19: Schematische Darstellung (Draufsicht) eines zyl. Filters mit unterschiedlichen Ablaufsystemen

Tab. 5.2: Charakteristische Daten der betrachteten Ablaufsysteme in einem zyl. Filter ( $d_F = 400 \text{ mm}$ )

Bezeichnung des Ablaufsystems	Ablaufkantenlänge $l_A$	durchströmte Fläche auf Ablaufkantenhöhe $A_{ds}$
	[m]	[m <sup>2</sup> ]
Filtertulpe $d_T = 120 \text{ mm}$	0,390	0,106
Filtertulpe $d_T = 160 \text{ mm}$	0,534	0,096
Filtertulpe $d_T = 200 \text{ mm}$	0,628	0,087
Filtertulpe $d_T = 250 \text{ mm}$	0,817	0,065
Filtertulpe $d_T = 280 \text{ mm}$	0,911	0,052
Filtertulpe $d_T = 300 \text{ mm}$	0,942	0,048
Filtertulpe $d_T = 310 \text{ mm}$	1,005	0,038
Filtertulpe $d_T = 340 \text{ mm}$	1,100	0,022
Filtertulpe $d_T = 360 \text{ mm}$	1,162	0,011
Filtertulpe $d_T = 370 \text{ mm}$	1,194	0,005
Innenrinne $r_{MP} = 100 \text{ mm}$	1,257	0,109
Innenrinne $r_{MP} = 110 \text{ mm}$	1,382	0,108
Innenrinne $r_{MP} = 120 \text{ mm}$	1,508	0,107
Innenrinne $r_{MP} = 129 \text{ mm}$	1,621	0,106
Innenrinne $r_{MP} = 136 \text{ mm}$	1,709	0,105
Innenrinne $r_{MP} = 145 \text{ mm}$	1,822	0,104
Innenrinne $r_{MP} = 165 \text{ mm}$	2,073	0,103
Außenrinne	1,219	0,118
Filtertulpe $d_T = 80 \text{ mm}$ + Innenrinne $r_{MP} = 140 \text{ mm}$	1,769	0,100
Filtertulpe $d_T = 160 \text{ mm}$ + Leitblech	0,534	0,062

Auch bei diesen Simulationsrechnungen wurde nach dem in Kapitel 5.3.1.1 beschriebenen Verfahren vorgegangen. Als Bewertungskriterium wurde der Erneuerungsfaktor  $E_{90}$  herangezogen. Hierbei handelt es sich um das Verhältnis der in der Simulationsrechnung ermittelten Werte für den Austausch von 90 % des Wasservolumens im Überstauraum ( $t_{V=90\%, \text{Simulation}}$ ) zu der idealisierten Austauschzeit ( $t_{V=90\%, \text{ideal}}$ ). Je weiter sich der Erneuerungsfaktor  $E_{90}$  dem Wert 1 nähert, desto schneller erfolgt der Austrag des Restspülwassers aus dem Überstauraum.



$$E_{90} = \frac{t_{V=90\%,Simulation}}{t_{V=90\%,ideal}} \geq 1 \quad (5.2)$$

In Abbildung 5.20 sind die Ergebnisse für die unterschiedlichen Filtertulpen und Innenrinnen bei einer Nachspülgeschwindigkeit von 11 m/h dargestellt. Bei den Filtertulpen ist bis zu einem Filtertulpendurchmesser von 300 mm eine Verbesserung der Werte für den Erneuerungsfaktor  $E_{90}$  festzustellen. Der geringste Wert für  $E_{90}$  liegt bei 1,03 und ist damit im Vergleich zu den Innenrinnen ( $E_{90} = 1,05$ ) etwas niedriger.

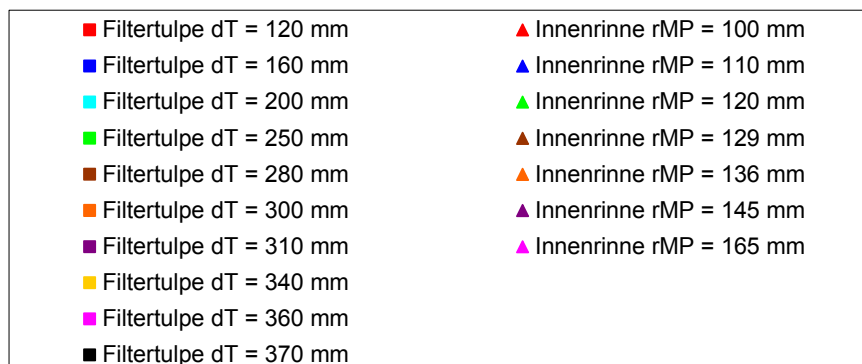
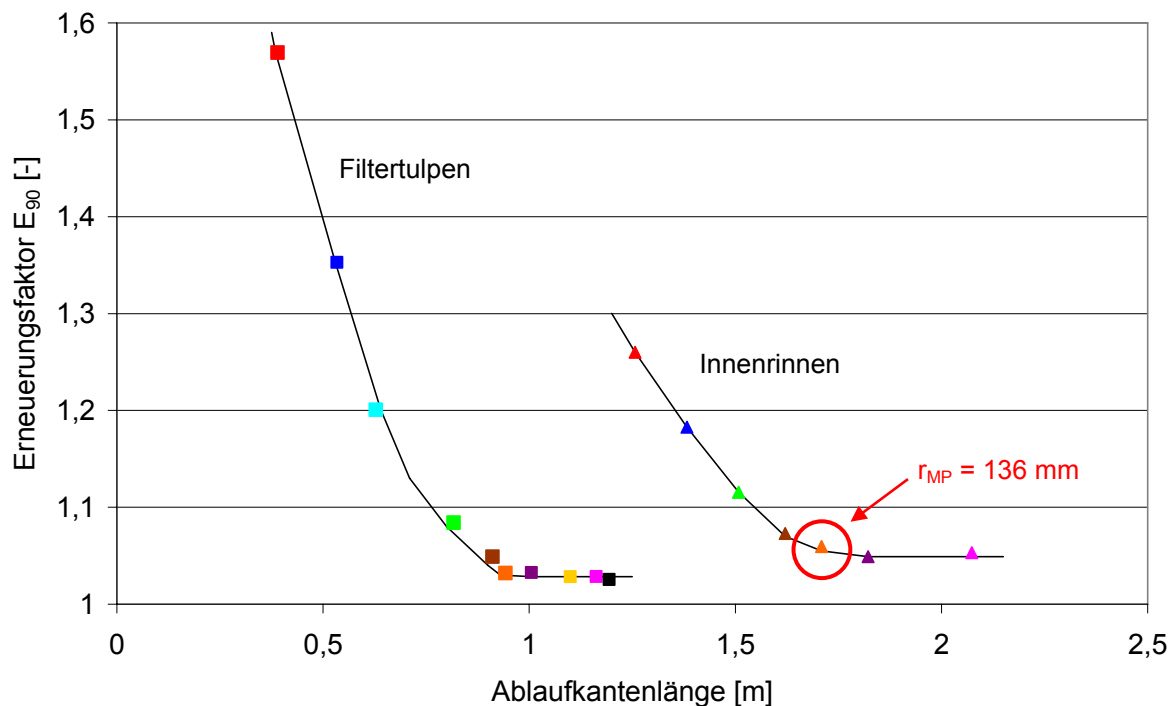


Abb. 5.20: Vergleich des Erneuerungsfaktors  $E_{90}$  von Filtertulpen und Innenrinnen in einem zyl. Filter ( $d_F = 400$  mm /  $v_S = 11$  m/h)

Bei den Filtertulpen ab einem Durchmesser von 200 mm handelt es sich allerdings ausschließlich um eine hypothetische Betrachtung. Aus konstruktionstechnischen Gründen sind Filtertulpen mit einem Durchmesser, der dem halben Filterdurchmesser entspricht bei praxisnahen Filterdurchmessern von 3 bis 5 m nicht zu realisieren. Die Unterkante der Filtertulpe darf bei der Filterspülung nicht mit dem fluidisierten Filterbett in Kontakt kommen, da sonst die Gefahr besteht, dass Filtermaterial ausgetragen wird. Damit stehen auch bei praxisnahen Filtergrößen für die Höhe der Filtertulpe konstruktionstechnisch ca. 300 mm zur Verfügung.

Bei der Innenrinne wird deutlich, dass ab einem Abstand ( $r_{MP}$ ) von 136 mm keine nennenswerte Verbesserung mehr eintritt. Bei dieser Variante entspricht die Fläche der inneren Durchtrittsfläche der äußeren. Hieraus lässt sich ableiten, dass bei der Auslegung einer Innenrinne die innere Durchtrittsfläche des aufsteigenden Fluidstroms auf Ablaufkantenhöhe mindestens gleich groß bzw. größer als die äußere sein muss. Im Gegensatz zu den Filtertulpen lassen sich alle bei der Simulation betrachteten Innenrinnen in der Praxis konstruktionstechnisch umsetzen.

Die Herstellungskosten für die Innenrinne sind im Vergleich zu einer Filtertulpe mehr als doppelt so hoch. Betrachtet man jedoch die Gesamtkosten für einen praxisnahen Filterdurchmesser von 5 m, so betragen die Mehrkosten für eine Innenrinne als Ablaufsystem etwa 3.000 € (ca. 6 % der Gesamtkosten). Der größte Anteil an den Herstellungskosten des Ablaufsystems sind die Lohnkosten, daher wirken sich die unterschiedlichen Abmessungen innerhalb einer Variante des Ablaufsystems nicht gravierend auf die Höhe der Kosten aus. Durch die Verwendung einer Innenrinne als Ablaufsystem kann der Spülwasserverbrauch im Vergleich zu einer realisierbaren Filtertulpe um bis zu 15 % reduziert werden. Die Produktionskosten für das benötigte Spülwasser (einschließlich eventueller Entsorgungskosten für das Spülabwasser) liegen je nach Wasserwerk zwischen ca. 0,15 und 3,00 € pro  $m^3$ . Bei einer jährlichen Spülwassereinsparung von ca. 1.000  $m^3$  kann sich eine Amortisationszeit für die Mehrkosten einer Innenrinne zwischen 1 und 20 Jahren ergeben.

In Abbildung 5.21 wird das Simulationsergebnis der Filtertulpe ( $d_T = 160$  mm) mit dem Ablaufsystem verglichen, das durch ein Leitblech ergänzt wurde. Es ergibt sich

ein geringerer Erneuerungsfaktor  $E_{90}$  und damit eine deutlich verbesserte Durchströmung des Überstauraums.

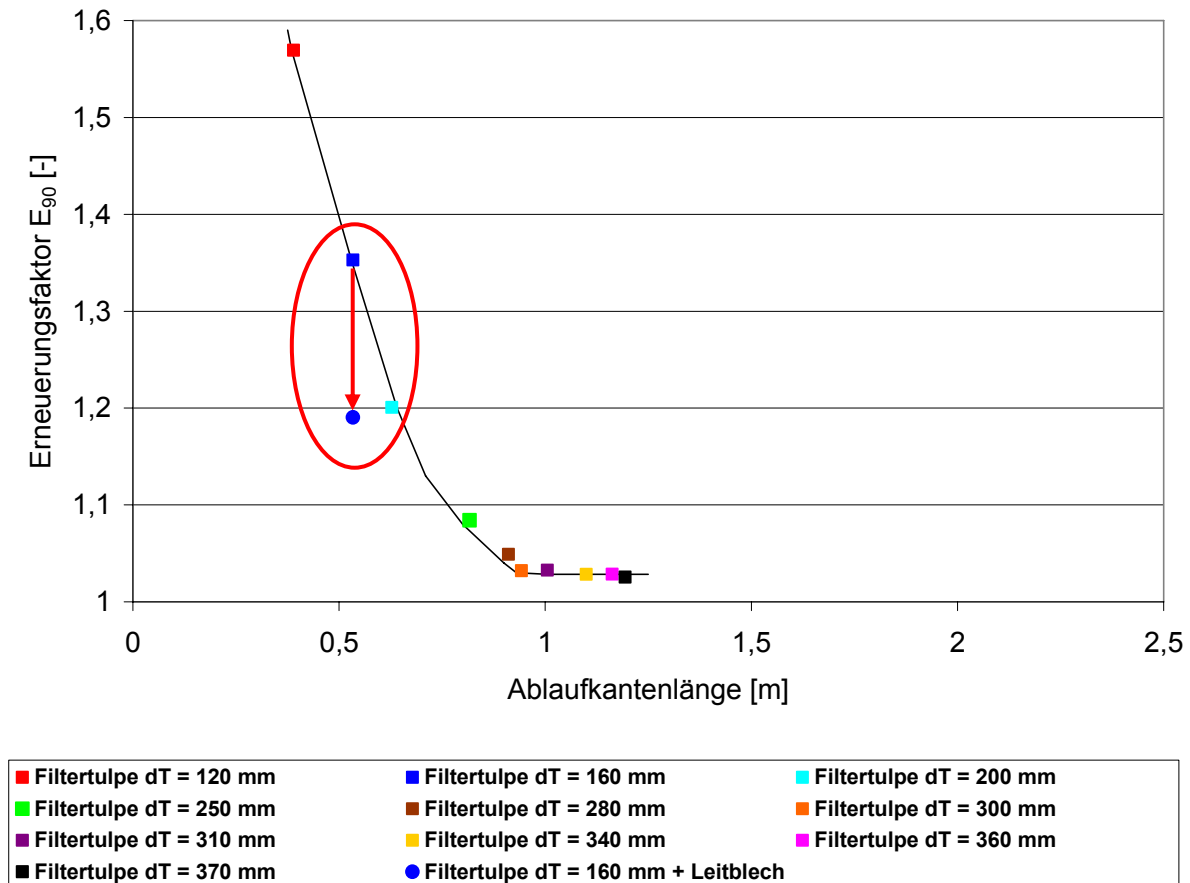


Abb. 5.21: Vergleich des Erneuerungsfaktors  $E_{90}$  bei dem Einsatz eines Leitbleches in Kombination mit einer Filtertulpe in einem zyl. Filter ( $d_F = 400$  mm /  $v_S = 11$  m/h)

Die Ergebnisse für die Innenrinne werden in Abbildung 5.22 mit den Ergebnissen einer Außenrinne und den Ergebnissen einer Kombination aus Innenrinne und Filtertulpe gegenübergestellt.

Bei gleicher Ablaufkantenlänge hat die Außenrinne gegenüber der Innenrinne einen deutlich besseren Erneuerungsfaktor  $E_{90}$ . Der Wert ist mit 1,07 nur geringfügig schlechter als der beste Wert von 1,05 für die Innenrinne mit einem Abstand von 145 mm vom Mittelpunkt. Eine Außenrinne ist aus konstruktionstechnischen Gründen bei Druckfiltern nicht realisierbar.

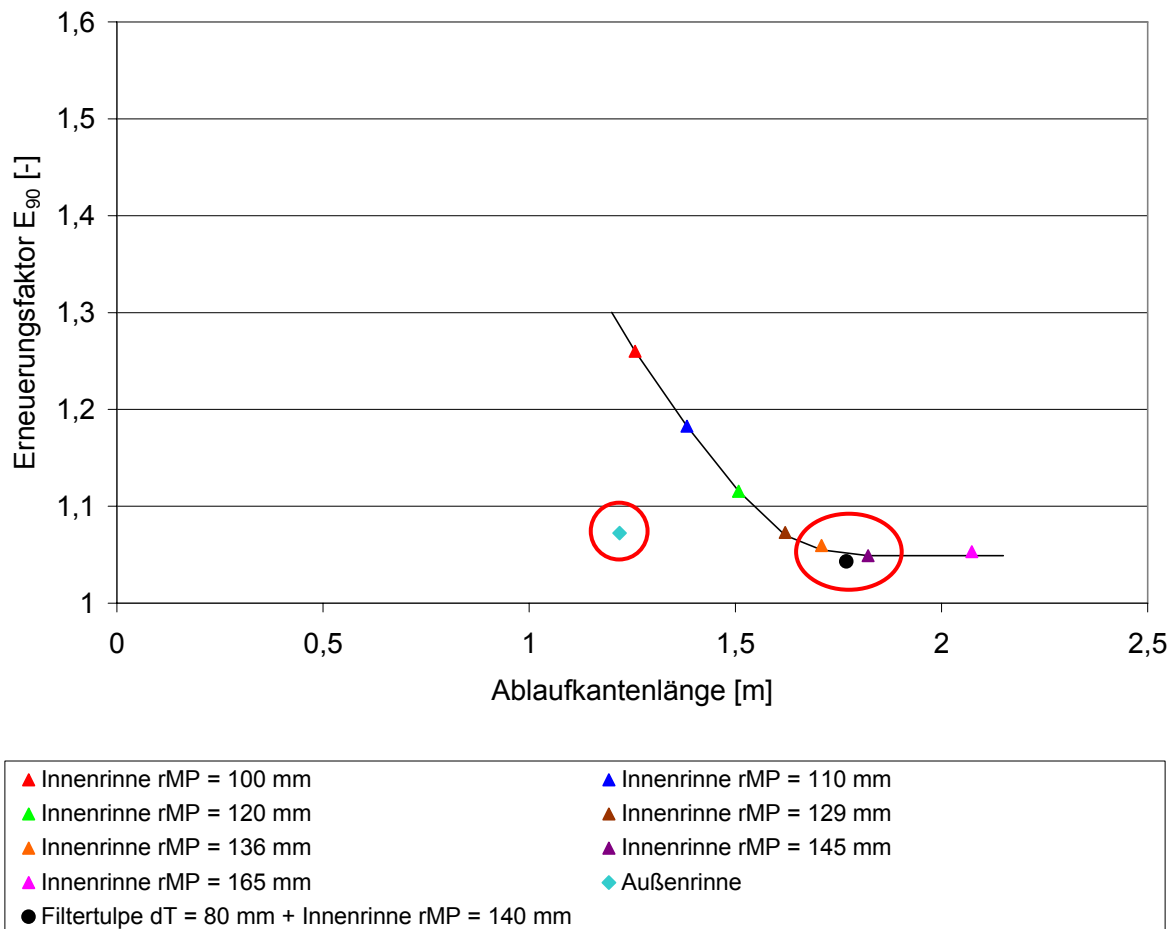


Abb. 5.22: Vergleich des Erneuerungsfaktors  $E_{90}$  von Innenrinne, Außenrinne und der Kombination von Filtertulpe und Innenrinne in einem zyl. Filter ( $d_F = 400$  mm /  $v_S = 11$  m/h)

Eine Kombination aus einer Filtertulpe und einer Innenrinne liefert ebenfalls sehr gute Werte für den Erneuerungsfaktor  $E_{90}$ . Allerdings entspricht das Ergebnis dem einer alleinigen Innenrinne. Daher übt die zusätzliche Filtertulpe keinen großen Einfluss aus. Dieses kombinierte Ablaufsystem ist in der Herstellung sehr aufwändig und stellt deshalb keine mögliche Alternative dar.

## 6 Großtechnische Umsetzung

---

An einer großtechnischen Filteranlage wurden die während der halbtechnischen Versuche gewonnenen Erkenntnisse zur Verbesserung der Erstfiltratqualität exemplarisch in die Praxis umgesetzt. Hierzu wurde ein Wasserwerk ausgewählt, in dem Grundwasser zu Trinkwasser aufbereitet wird.

### 6.1 Beschreibung des Aufbereitungsprozesses

Das aufzubereitende Rohwasser wird zwei Brunnengalerien mit insgesamt 57 Brunnen entnommen. Es hat eine Eisenkonzentration von ca. 1 mg/l und enthält Spuren von Mangan. Das Rohwasser wird über zwei Riesler mit Füllkörpern geführt und im Gegenstrom mit Sauerstoff aus der Außenluft angereichert. Das Eisen oxidiert, fällt aus und kann z. T. in den Rohwasserkammern sedimentieren. Aus den Rohwasserkammern, die als Sandfang und Pumpenvorlage dienen, wird das Wasser auf die beiden Filterstraßen mit jeweils acht Tiefenfiltern geleitet. Die geschlossenen Filterkessel haben einen Durchmesser von 5 m. Die Aufbereitungsanlage ist für eine maximale Kapazität von 4.500 m<sup>3</sup>/h ausgelegt. Der aufzubereitende Wasservolumenstrom wird je nach Bedarf vorgegeben und gleichmäßig auf alle in Betrieb befindlichen Filter verteilt. Der tageszeitabhängige Bedarf und die Aufteilung des Aufbereitungsvolumens eines Filters, der gespült werden muss, führen zu schwankenden Filtrationsgeschwindigkeiten. Der Aufbau des klassischen Zweischichtfilters mit Filterdüsen und Stützschrift ist in Tabelle 6.1 dargestellt. Vom Filterablauf gelangt das Wasser ohne eine weitere Aufbereitungsstufe in die Reinwasserbehälter.

Tab.: 6.1 Aufbau des großtechnischen Einzelfilters

Höhe	Bezeichnung
[mm]	
2.050 - 3.200	Freibordhöhe
1.200 - 2.050	Anthrazit 1,4 - 2,5 mm
400 - 1.200	Quarzsand 0,63 - 1,0 mm
0 - 400	Quarzkies 2 - 8 mm
0	Düsenboden

Die einzelnen Filter werden ca. alle sechs Tage gespült. Für das Ende der Filterlaufzeit sind in der Anlagensteuerung zwei Grenzwerte vorgegeben. Ein Kriterium ist die aufzubereitende Wassermenge, die je Filterkessel auf 22.000 m<sup>3</sup> begrenzt ist. Das zweite Kriterium ist der maximale Druckverlust über der Filterschicht. Für die Filterspülung kommt das in Tabelle 6.2 beschriebene Spülprogramm mit getrennter Luft- und Wasserspülung zum Einsatz. Das Schlammwasser wird über eine Filtertulpe in das Absetzbecken geleitet. Nach der Filterspülung wird für ca. 3 Minuten ein Erstfiltratabschlag durchgeführt.

Tab.: 6.2      Ursprüngliches Spülprogramm der großtechnischen Filter

Phase des Spülprogramms	Zeit	Spülgeschwindigkeit
	[min.]	[m/h]
Belüften und Absenken des Wasserspiegels	ca. 4	-
Luftspülung	10	50
Ruhephase	3	-
Wasserspülung	10	45
Auffüllen und Entlüften des Filterkessels mit Spülwasser	ca. 4	6
Erstfiltratabschlag	ca. 3	6

## 6.2 Ermittlung des Status Quo der großtechnischen Filteranlage

In einer ersten Messreihe wurden an einem ausgewählten Einzelfilter der Filterstufe die Partikel im Rohwasser und im Filtrat ermittelt. Es wurde sowohl die Filtrationsphase als auch die Spülphase betrachtet. Die Untersuchungen fanden über einen Zeitraum von vier Monaten mit einer Online-Trübungsmessung und einer Online-Partikelmessung (Extinktionsverfahren am Einzelpartikel) statt.

### 6.2.1 Trübung im Filtrat

Die Messwerte für die Trübung des Filtrats sind für den Zeitraum vom 06.12.2008 bis zum 28.12.2008 in Abbildung 6.1 dargestellt. Während dieses Zeitraums wurde vier mal eine Filterspülung mit dem in Tabelle 6.2 beschriebenen Spülprogramm durchgeführt. Das Kriterium für die Notwendigkeit der Filterspülung war dabei immer das Erreichen des maximalen Aufbereitungsvolumens von 22.000 m<sup>3</sup> Filtrat.

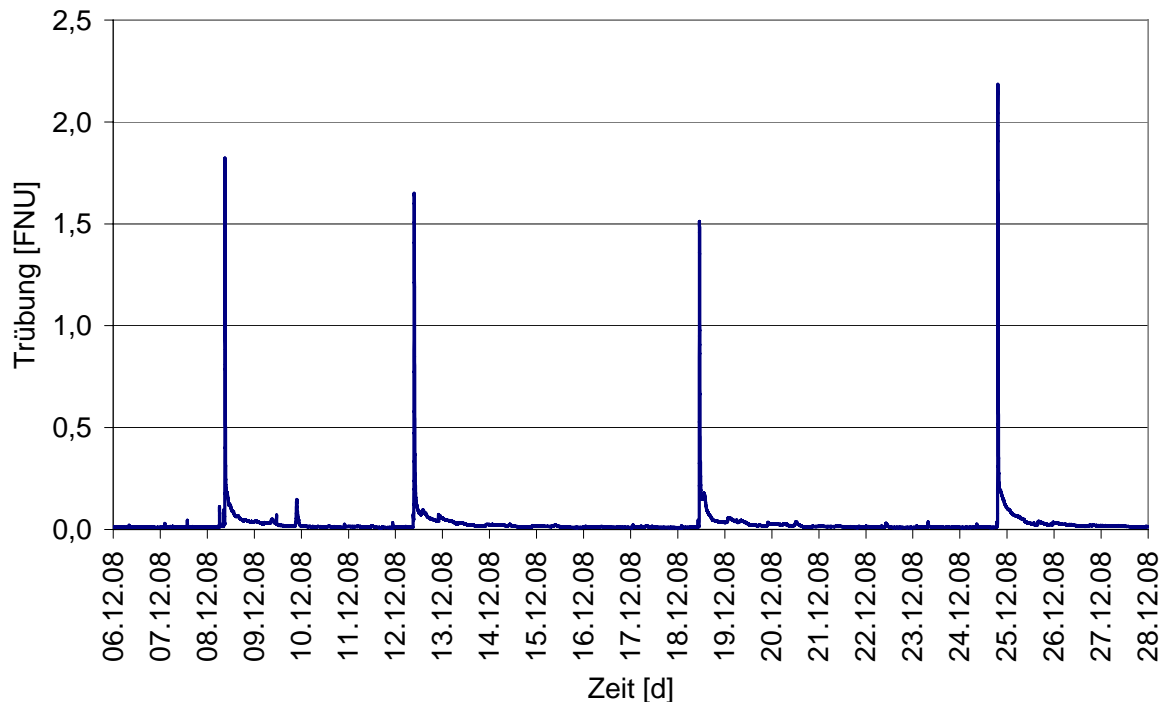


Abb. 6.1: Trübung am Filterablauf vom 06.12.2008 bis 28.12.2008

Deutlich sind die Erstfiltratphasen mit Trübungsspitzen von 1,5 bis 2,2 FNU und deren Abklingen festzustellen. Während der gesamten Messreihe wurden maximale Trübungs-Werte bis 2,5 FNU im Erstfiltrat gemessen. Nach der Einarbeitungsphase wurden Plateauwerte um 0,01 FNU erreicht.

In Abbildung 6.2 wird die Erstfiltratphase nach der Filterspülung am 24.12.2008 zeitlich detaillierter aufgelöst. Gleichzeitig wurde der zeitliche Verlauf der Trübung den einzelnen Wasservolumina, die sich nach der Filterspülung im Filter befinden, nach ihrer rechnerischen Verweilzeit zugeordnet.

Es sind die Trübungs-Werte im Filtrat für die ersten 50 Minuten nach Filtrationsbeginn dargestellt. Zunächst passiert das noch im Filtratsammelraum vorhandene Spülwasser den Filterablauf. Dann beginnen die Werte für die Trübung anzusteigen. Es wird das nach der Filterspülung im Filtermaterial zurückgebliebene Wasservolumen ausgetragen. Das Trübungs-Maximum befindet sich im Wasser aus dem Bereich des Überstauraums und ist nach einer Filterlaufzeit von 12 Minuten erreicht.

Das Diagramm verdeutlicht die Notwendigkeit eines Erstfiltratabschlags nach einer Filterspülung. Bei diesem Filter wäre ein Erstfiltratabschlag von einer halben Stunde notwendig um den Peak sicher zu erfassen. Nach dem ursprünglichen Spülprogramm erfolgte jedoch

nur ein Erstfiltratabschlag von ca. 3 Minuten. Dabei wird nur unbelastetes Spülwasser, das sich nach der Filterspülung im Filtratsammelraum befindet, abgeschlagen. Der eigentliche Partikel-Peak erreicht den Filterablauf erst nach Beendigung des Erstfiltratabschlags und mit ihm gelangen eine große Anzahl an Partikeln in den Reinwasserbehälter und das Rohrnetz.

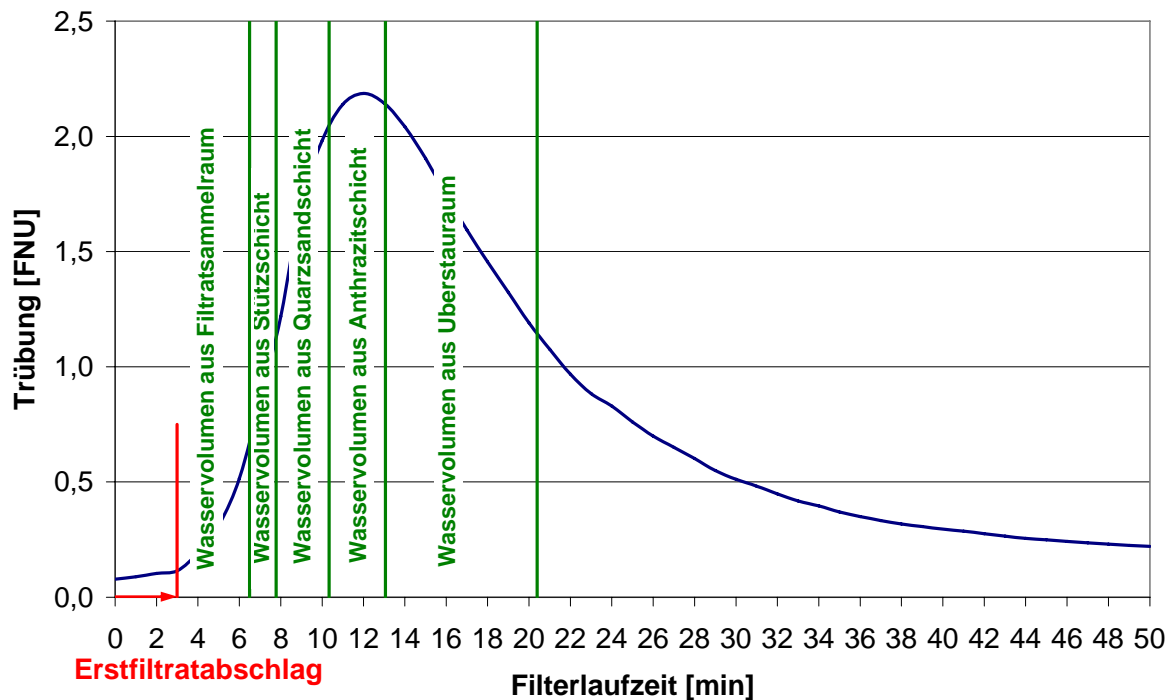


Abb. 6.2: Trübung am Filterablauf bei der Erstfiltratphase nach der Filterspülung vom 24.12.2008

### 6.2.2 Trübung im Überstauwasser während der Filterspülung

Die Trübung im Überstauraum wurde während der Filterspülung separat erfasst. Die Probenahmestelle befand sich ca. 20 cm neben der Filtertulpe und ca. 15 cm unterhalb der Oberkante der Filtertulpe. In Abbildung 6.3 ist der Verlauf der Trübung während der 10-minütigen Wasserspülung dargestellt. Das Trübungs-Maximum wird nach zwei Minuten mit 1.100 FNU erreicht. Danach nehmen die Werte für die Trübung ab. Bereits nach einer Spülzeit von fünf Minuten ist auf einem Niveau um 100 FNU keine deutliche Abnahme der Trübung mehr festzustellen. Eine Reduzierung der Spülzeit erscheint sinnvoll. Eine Unterschreitung eines bestimmten Plateauwertes für die Trübung ist mit einer Spülung mit expandiertem Filterbett nicht möglich, da kontinuierlich Partikel am Filterkorn abgelöst werden bzw. ein Abrieb vom Filtermaterial stattfindet.



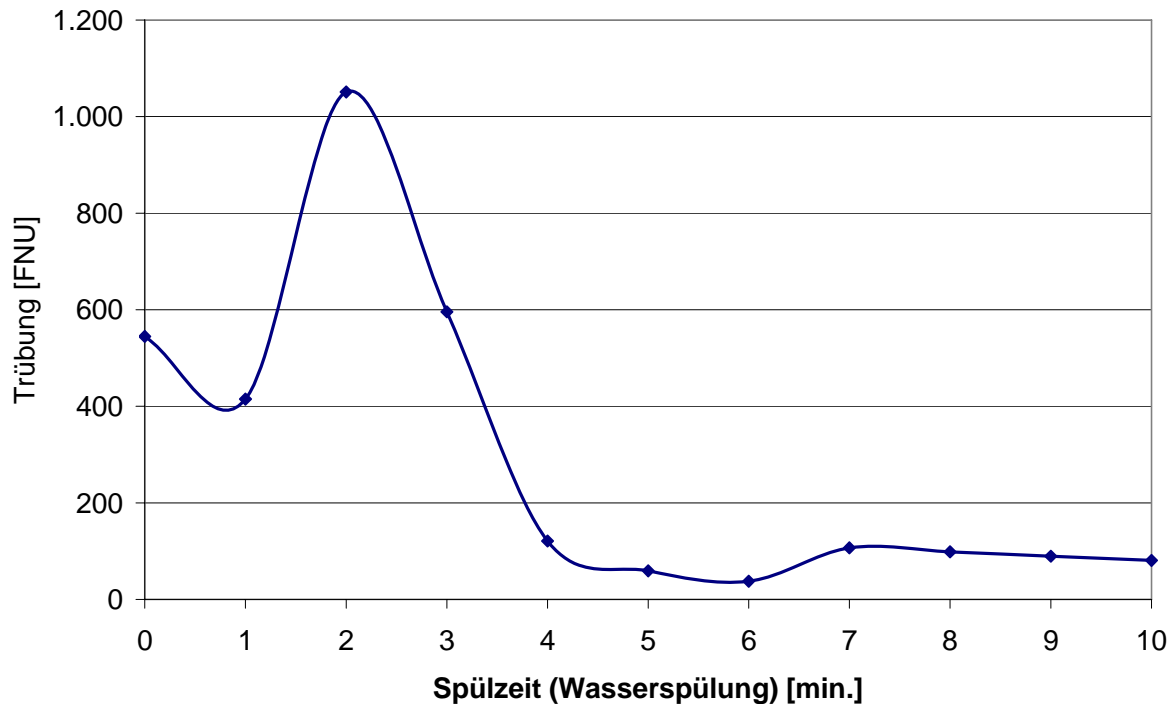


Abb. 6.3: Zeitlicher Verlauf der Trübung im Filterüberstau nahe der Filtertulpe bei der Filterspülung am 18.12.2008

### 6.2.3 Filtrationsgeschwindigkeit

In Abbildung 6.4 ist der zeitliche Verlauf des Volumenstroms demjenigen der Trübung im Filtrat für den betrachteten Einzelfilter gegenübergestellt. Der Volumenstrom des aufzubereitenden Wassers variiert zwischen ca. 100 und 300 m<sup>3</sup>/h und damit schwankt die Filtrationsgeschwindigkeit zwischen 5 und 15 m/h. Die sprunghaften Veränderungen der Filtrationsgeschwindigkeit führen jeweils zu Schwankungen der Trübungswerte im Filtrat. In Abbildung 6.5 ist nur der Bereich zwischen zwei Filterspülungen dargestellt. Es wird deutlich, dass die Schwankung der Trübungswerte in Abhängigkeit von sich ändernden Filtrationsgeschwindigkeiten stattfindet. Bei den exemplarisch dargestellten vier Trübungs-Peaks wird zusätzlich deutlich, dass es keine strenge Korrelation zwischen der Größe der Änderung des Volumenstroms und der Trübung gibt.

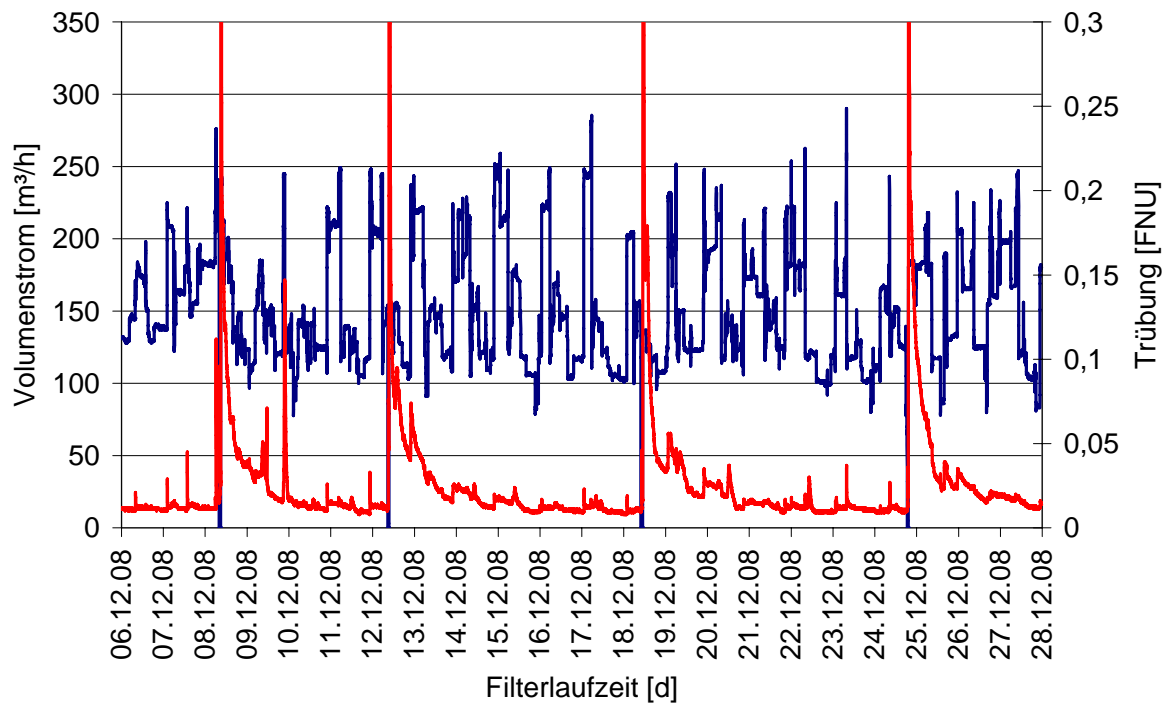


Abb. 6.4: Volumenstrom (blau) und Trübung im Filtrat (rot) des Einzelfilters während der Filtrationsphase vom 06.12.2008 bis 28.12.2008

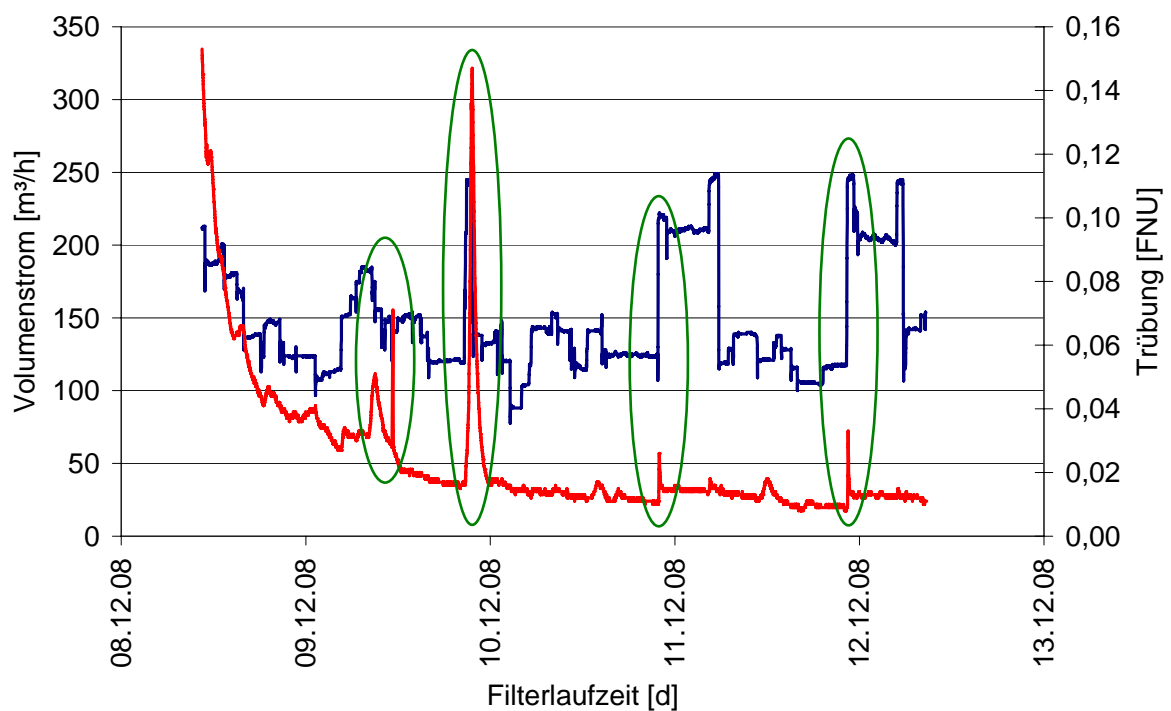


Abb. 6.5: Volumenstrom (blau) und Trübung im Filtrat (rot) des Einzelfilters während der Filtrationsphase vom 08.12.2008 bis 13.12.2008

### 6.3 Anpassung des Spülprozesses der großtechnischen Filteranlage

Aufgrund der Erkenntnisse, die bei der detaillierten Betrachtung des Einzelfilters und seiner Messwerte gewonnen wurden, und der Ergebnisse der halbtechnischen Versuche wurde ein neues Spülprogramm (Tabelle 6.3) für die Filterstufe erarbeitet. Auf einen Erstfiltratabschlag wurde bei dem neuen Spülprogramm generell verzichtet.

Tab.: 6.3 Optimiertes Spülprogramm

Phase des Spülprogramms	Zeit	Spülgeschwindigkeit
	[min.]	[m/h]
Belüften und Absenken des Wasserspiegels	ca. 4	-
Luftspülung	10	50
Ruhephase	3	-
Wasserspülung	6	45
Nachspülphase	10	15
Auffüllen und Entlüften des Filterkessels mit Spülwasser	ca. 4	6

Das ursprüngliche Spülprogramm (Tabelle 6.2) wurde um eine 10-minütige Nachspülphase ohne Filterbettexpansion ergänzt. Die Nachspülgeschwindigkeit lag mit 15 m/h knapp unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit. Entsprechend des Ergebnisses aus Abbildung 6.3 wurde die Spülzeit der vorhandenen Wasserspülphase auf sechs Minuten gekürzt.

Bei dem ursprünglichen Spülprogramm wurden für die reine Wasserspülphase 150 m<sup>3</sup> Spülwasser benötigt. Zusätzlich wurden 5 m<sup>3</sup> Wasser während des Erstfiltratabschlags abgeleitet. Der Wasserbedarf für das optimierte Spülprogramm ist mit 140 m<sup>3</sup> und ohne Erstfiltratabschlag um 15 m<sup>3</sup> je Spülung geringer. Damit ergibt sich eine jährliche Spülwassereinsparung von 12.500 m<sup>3</sup> für alle 16 Tiefenfilter. Die Luftspülphase wurde nicht verändert.

In Abbildung 6.6 ist die Erstfiltratphase für zwei verschiedene Filterläufe eines Filters, einmal mit ursprünglichem und einmal mit optimiertem Spülprogramm, dargestellt. Nach der Filterspülung wurde ca. fünf Minuten nach Beendigung des Spülprogramms die Filtrationsphase gestartet. Zum Zwecke der Vergleichbarkeit wurde in diesem Fall auch bei dem ursprünglichen Spülprogramm auf einen Erstfiltratabschlag verzichtet. Bei dem ursprünglichen Spülprogramm (Filterspülung vom 18.12.2008) betrug der maximale Trübungswert im Filtrat 1,5 FNU. Dieser entsprach laut Partikelmessung 4.600 Partikel/ml. Durch die Einführung einer Nachspülphase ohne Filterbettexpansion konnte der maximale Wert für die Trübung

am Filterablauf während der Erstfiltratphase auf 0,2 bis 0,3 FNU gesenkt werden. Hierbei betrug die Partikelkonzentration im Erstfiltrat nur noch 500 bis 550 Partikel/ml.

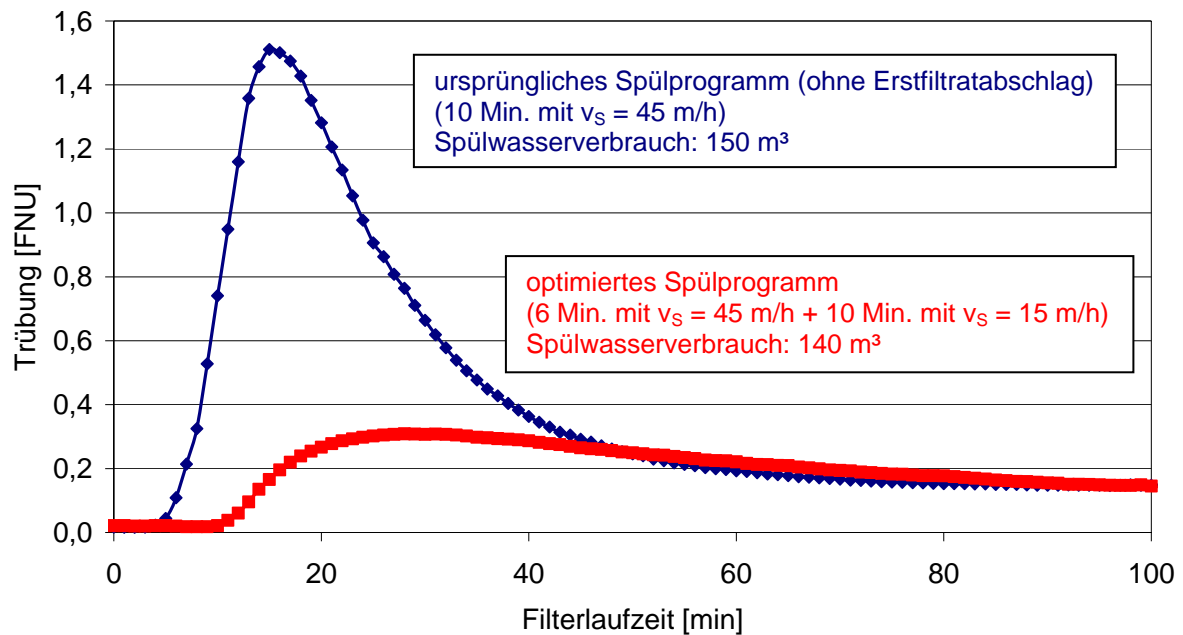


Abb. 6.6: Vergleich der Erstfiltratqualität bei dem ursprünglichen und dem optimierten Spülprogramm

In Abbildung 6.7 ist die Trübung im Überstauraum nahe der Filtertulpe während der Nachspülphase ( $v_s = 15$  m/h) dargestellt. Nach 10 Minuten liegt der Wert bereits unter 10 FNU und nach weiteren 10 Minuten unter 1 FNU. Im Vergleich hierzu waren bei der gleichen Gesamtpüldauer und einer Spülgeschwindigkeit von 45 m/h Werte von 40 FNU nicht zu unterschreiten.

Durch die Verlängerung der Nachspülphase über 10 Minuten hinaus konnte jedoch keine weitere Verbesserung der Trübungswerte im Erstfiltrat erreicht werden.

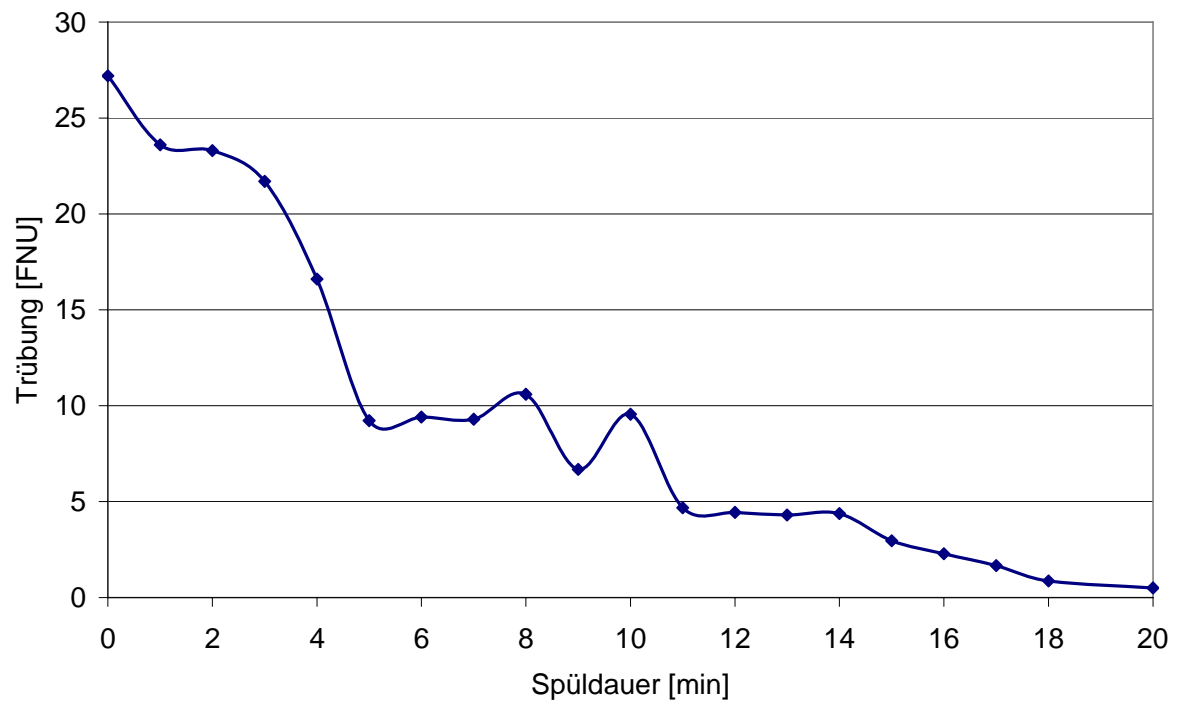


Abb. 6.7: Zeitlicher Verlauf der Trübung im Filterüberstau nahe der Filtertulpe bei der ergänzenden Spülphase am 09.02.2009

## 7 Zusammenfassende Darstellung der Ergebnisse

---

Es konnte sowohl an einer halbtechnischen Versuchsanlage als auch an einem großtechnischen Filter bestätigt werden, dass bei Tiefenfiltern in der Erstfiltratphase eine erhöhte Partikelkonzentration auftreten kann. Selbst bei der Anwendung eines Erstfiltratabschlages wurde danach im Filtrat teilweise noch eine deutlich erhöhte Partikelkonzentration nachgewiesen. Ursache für die schlechte Erstfiltratqualität sind überwiegend die Partikel, die bei der Filterspülung im Überstauraum verbleiben und bei der beginnenden Filtration in das Filterbett eingetragen werden. Um diese Partikel möglichst weitgehend zu entfernen, wurde die klassische Filterspülung um eine weitere Phase ergänzt. Es haben sich dafür zwei unterschiedliche Vorgehensweisen als sinnvoll erwiesen.

Einmal kann das Restspülwasser aus dem Überstauraum nach der letzten Spülphase gegen Reinwasser ausgetauscht werden. Nachteil dieser Verfahrensweise ist jedoch, dass an den meisten Filteranlagen Umbauten an der Konstruktion durchgeführt werden müssten.

Alternativ ist die Einführung einer Nachspülphase möglich. Hierbei wird die Klarspülung des Filterbetts mit Wasser um eine zusätzliche Spülphase ergänzt. Eine solche Wasserspülung mit zwei Phasen unterschiedlicher Spülgeschwindigkeiten stellte sich als sehr effizientes Verfahren heraus. Einzige Aufgabe der Nachspülphase ist es, bereits abgelöste Partikel aus dem Filterbett und dem Überstauraum auszutragen. Die Spülgeschwindigkeit während der zweiten Spülphase sollte knapp unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit für das Filterbett liegen, da es bei zu geringen Geschwindigkeiten deutlich unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit im Überstauwasser zu Rückvermischungseffekten und zum Teil zu erheblichen Totzonen kommt. Für die Effizienz der Nachspülphase war neben der optimalen Nachspülgeschwindigkeit auch das im Filter ausgetauschte Wasservolumen verantwortlich. Die beste Erstfiltratqualität ergab sich, nachdem das Wasservolumen im Filter während der Nachspülphase mindestens 1 bis 1,5-mal ausgetauscht worden war.

Im Filterbett findet während der Nachspülphase gleichzeitig eine Aufstromfiltration statt, die resuspendiert vorliegende Partikel abscheidet. Der Vorteil einer Nachspülphase ist, dass keine konstruktionstechnischen Veränderungen an bestehenden Filteranlagen vorgenommen werden müssen, und so mit relativ einfachen Maßnahmen eine deutliche Verbesserung der Erstfiltratqualität erreicht wird und gleichzeitig auf einen Erstfiltratabschlag ganz verzichtet werden kann.

Bei den bisher durchgeführten Untersuchungen zur Filterspülung (u. a. von MOLL (1988)) hat man nachgewiesen, dass für eine optimale Reinigungsleistung das Ablösen der Partikel am Filterkorn ausschlaggebend ist. Hierfür wird eine vom Filtermaterial abhängige Filterbettexpansion benötigt, damit die Scherkräfte eine ausreichende Wirkung haben. Die hier durchgeführten Untersuchungen konnten zeigen, dass nicht nur das Ablösen der Partikel bei der Filterspülung notwendig ist, sondern dass auch eine ausreichende Transportwirkung der abgelösten Partikel sichergestellt werden muss. Dieses kann nur erreicht werden, wenn keine weitere Ablösung bzw. kein Abrieb am Filterkorn mehr stattfindet. Hierzu muss die Spülgeschwindigkeit unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit liegen.

Durch die Aufteilung der Filterspülung in eine verkürzte erste Phase mit expandiertem Filterbett und eine zweite Phase, bei der ohne Filterbettexpansion gespült wird, lässt sich der Spülwasserverbrauch reduzieren. Daher ist die Einführung einer Nachspülphase unabhängig von der Erstfiltratproblematik für viele Wasserwerke sinnvoll.

Die Betrachtung des Strömungs- und Partikelverhaltens hat gezeigt, dass es bei der Filterspülung im Überstauraum zu schlecht durchströmten Bereichen kommt. Es wurden hierzu sowohl zylindrische Filter als auch Rechteckfilter betrachtet. Die Größe und die Position der Totwasserbereiche sind von der Bauform, dem verwendeten Ablaufsystem und der Spülgeschwindigkeit abhängig.

Es wurde der Austausch des Überstauwassers während der Nachspülphase bei unterschiedlichen Ablaufsystemen (Filtertulpe, Rinne, usw.) miteinander verglichen. Bei zylindrischen Filtern mit einer Filtertulpe als Ablaufsystem befinden sich die Totwasserbereiche im Randbereich des Filterkessels auf Höhe des Ablaufsystems und im Bereich des Ablaufsystems.

Mit zunehmendem Filtertulpendurchmesser verbessert sich die Durchströmung des Überstauraumes. Die Höhe der Filtertulpe und damit auch der maximale Filtertulpendurchmesser ist jedoch konstruktionstechnisch begrenzt. Für die Konstruktion der Filtertulpe steht maximal eine Höhe von 300 mm zur Verfügung, da bei der Filterspülung die Unterkante der Filtertulpe nicht mit dem fluidisierten Filterbett in Kontakt kommen darf.

Durch den zusätzlichen Einbau eines Leitbleches im oberen Randbereich des zylindrischen Filterbehälters kann eine weitere Verbesserung der Durchströmung des Überstauraums erreicht werden. Es erhöhen sich jedoch auch die Herstellungskosten.

Bei den untersuchten Filtertulpendurchmessern handelt es sich teilweise um hypothetische Betrachtungen, die in der Praxis konstruktionstechnisch nicht zu realisieren sind. Eine sinnvolle Alternative zur Filtertulpe bietet daher die Innenrinne. Der Austausch des Überstauwassers dauert im Vergleich zur Filtertulpe etwas länger, jedoch ist die Innenrinne in der Praxis auch umsetzbar. Die Innenrinne sollte so konstruiert sein, dass die innere Durchtrittsfläche des aufsteigenden Fluidstroms auf Ablaufkantenhöhe immer größer ist, als die äußere. Ein Nachteil der Innenrinne im Vergleich zur Filtertulpe sind die mehr als doppelt so hohen Herstellungskosten. Die Gesamtkosten für den Filter steigen durch den Einbau einer Innenrinne um ca. 6 %.

Bei einer Außenrinne ist der Austausch des Überstauwassers gegenüber einer Innenrinne mit gleicher Ablaufkantenlänge besser. Eine Innenrinne bietet im Gegensatz zur Außenrinne, bei der die Ablaufkantenlänge durch den Filterumfang vorgegeben ist, die Möglichkeit die Ablaufkantenlänge durch einen größeren Abstand vom Mittelpunkt weiter zu vergrößern. Dadurch ergibt sich gegenüber der Außenrinne ein schnellerer Austausch des Überstauwassers.

Bei der Betrachtung von Rechteckfiltern mit seitlichen Ablaufrinnen wurde festgestellt, dass sich schon bei einer horizontalen Entfernung von 0,75 m von der seitlichen Ablaufrinne die Aufenthaltszeit des Fluids deutlich erhöht. In der DIN 19605 ist für Rechteckfilter die maximale Entfernung zur Ablaufrinne mit 3 m angegeben. Aufgrund der Simulationsergebnisse sollte die maximale horizontale Entfernung zur



Ablaufrinne 1,5 m betragen. Um die maximale Entfernung zur Ablaufrinne möglichst gering zu halten, können zusätzlich auch Mittelrinnen installiert werden.

## 8 Zusammenfassung

---

Die vorliegende Arbeit befasst sich mit der Spülung von Tiefenfiltern und deren Einfluss auf die Erstfiltratqualität. Über lange Zeit wurde dem Erstfiltrat bei der Tiefenfiltration wenig Aufmerksamkeit geschenkt. Dieses lag vor allem an einem fehlenden Einzelfilter-Monitoring. Das Filtrat wurde als Mischwasser mehrerer Filter erst im Reinwasserbehälter beprobt. Aufgrund des großen Wasservolumens im Reinwasserbehälter wurden kurzzeitig erhöhte Trübungswerte eines Einzelfilters so gedämpft, dass sie nicht mehr nachweisbar waren.

Erst bei der detaillierten Betrachtung des Erstfiltrats am Einzelfilter u. a. durch AMIRTHARAJAH (1988) wurde festgestellt, dass das Erstfiltrat häufig nicht die Anforderungen bezüglich der geforderten Qualität erfüllt und eine erhöhte Partikelkonzentration vorliegt. Untersuchungen des Filtrats zur mikrobiologischen Belastung haben gezeigt, dass bei Wasserwerken mit dem Einfluss von Oberflächenwasser sehr hohe Konzentrationen an Dauerstadien von *Giardia lamblia* und *Cryptosporidium parvum* im Erstfiltrat vorhanden sein können. Aufgrund dieser Erkenntnisse wurde in den DVGW-Regelwerken ein Erstfiltratabschlag gefordert. In der DVGW-Literaturstudie „Erstfiltratabschlag bei der Tiefenfiltration“ kommen GIMBEL und NAHRSTEDT (2004) u. a. zu dem Ergebnis, dass es anzustreben ist, durch relativ einfache Maßnahmen bei der Umstellung bestehender Spülprogramme die Erstfiltratqualität bei Tiefenfiltern erheblich zu verbessern. Hier setzen die in dieser Arbeit durchgeführten halbtechnischen Versuchsreihen und numerischen Strömungssimulationen an.

Halbtechnische Versuche konnten aufzeigen, dass die nach der Filterspülung im Überstauraum zurückbleibenden Partikel für die erhöhte Partikelbelastung im Erstfiltrat verantwortlich sind. Um die Erstfiltratqualität zu verbessern ist es daher erforderlich, die Partikel aus dem Überstauwasser noch vor Filtrationsstart weitestgehend zu entfernen.

Um dieses Ziel zu erreichen, sollten Möglichkeiten gefunden werden, die Erstfiltratqualität bei bestehenden Filteranlagen ohne konstruktionstechnische Änderungen zu verbessern. Hierzu wurden verschiedene Maßnahmen zur Veränderung der Spül- und Erstfiltratphase betrachtet. Während der halbtechnischen Versuche haben sich zwei Möglichkeiten als sinnvoll erwiesen, die Erstfiltratqualität zu verbessern.

Die erste Möglichkeit ist, dass das Überstauwasser nach der Spülung durch Reinwasser ausgetauscht wird. Bei den meisten bestehenden Filteranlagen ist hierzu jedoch ein aufwändiger Umbau der Filteranlage notwendig.

Die zweite Möglichkeit ist die Ergänzung der klassischen Filterspülung durch eine zusätzliche Nachspülphase mit einer Spülgeschwindigkeit unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit. Die Spülphase mit fluidisiertem Filterbett kann dadurch verkürzt werden. Während der Nachspülphase sollte ca. die 1 bis 1,5-fache Menge des im Filter vorhandenen Wasservolumens ausgetauscht werden.

Eine Ablösung von Partikeln am Filterkorn findet in der Nachspülphase ohne Filterbettexpansion nicht mehr statt. Es werden ausschließlich bereits freigesetzte Partikel aus dem Filterbett und dem Überstauraum abtransportiert. Die Ergebnisse der halbtechnischen Versuche haben verdeutlicht, dass neben dem Ablösen der Partikel vom Filterkorn auch der Transport der Partikel aus dem Filterbett und dem Überstauraum für eine erfolgreiche Filterspülung von Bedeutung ist. Gleichzeitig findet im Filterbett eine Aufstromfiltration statt. Durch die Einführung der Nachspülphase konnte die Erstfiltratqualität am Versuchsfilter bei einem reduzierten Spülwasserverbrauch verbessert werden.

Bei den numerischen Strömungssimulationen (CFD-Software FLUENT) wurde die Durchströmung des Überstauraums detailliert betrachtet. Darüber hinaus konnten Aussagen zur Aufenthaltszeit der Partikel im Überstauraum getroffen werden.

Es wurden die klassischen Filterkonstruktionen zylindrischer Filter mit unterschiedlichen Ablaufsystemen (Filtertulpe / Innenrinne) und der Rechteckfilter mit seitlicher Ablaufrinne betrachtet. Bei der Simulation der Durchströmung wurden bei den Filterkonstruktionen Totzonen im Überstauraum festgestellt. Beim Rechteckfiltern wurde festgestellt, dass der waagerechte Abstand zur Ablaufrinne 1,5 m nicht überschreiten sollte. Größere Abstände führen zu einer deutlichen Verlängerung der Aufenthaltszeit von Partikeln im Überstauraum.

Beim Vergleich der verschiedenen Ablaufsysteme zylindrischer Tiefenfilter stellte sich heraus, dass bei der Anwendung einer innen liegenden, ringförmigen Ablaufrinne (Innenrinne) mit zunehmender inneren Durchtrittsfläche die Durchströmung des Überstauraumes bei der Filterspülung besser wird. Die guten Simulationsergebnisse beim Einsatz einer Filtertulpe werden mit der Innenrinne jedoch nicht erreicht. Bei diesen Ergebnissen handelt es sich nur um eine hypothetische Betrachtung, da die Filtertulpe hierfür einen so großen Durchmesser haben müsste, dass eine Realisierbarkeit aus konstruktionstechnischen Gründen nicht mehr gegeben ist. Berücksichtigt man nur die in der Praxis anwendbaren Ablaufsysteme, so ergibt sich bei der Innenrinne, bei der die innere Durchtrittsfläche größer ist als die äußere, die beste Durchströmung. Bei einem praxisnahen Filterdurchmesser von 5 m erhöhen sich die Herstellungskosten bei der Verwendung einer Innenrinne im Vergleich zur Filtertulpe um ca. 6 %.

Zum Nachweis der Praxistauglichkeit wurde das Spülprogramm mit einer zusätzlichen Nachspülphase mit einer Spülgeschwindigkeit unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit an einer bestehenden großtechnischen Filteranlage umgesetzt. Durch die Einführung der Nachspülphase konnte bei nahezu identischem Spülwasserverbrauch der Trübungs-Peak im Erstfiltrat von 2,2 FNU auf 0,3 FNU gesenkt werden. Nach der Anpassung des Spülprogramms konnte der Spülwasserbedarf gesenkt werden und ein Erstfiltratabschlag war nicht mehr notwendig.

Auch bei fehlender Erstfiltratproblematik kann die Einführung einer Nachspülphase bei großtechnischen Filteranlagen sinnvoll sein. Hierdurch besteht die Möglichkeit ein Absinken von Partikeln in das Filterbett bei Filtrationsstart zu reduzieren.

Die Änderung des Spülprogramms ist in der Regel einfach durchzuführen, so dass mit einem geringen Aufwand und ohne konstruktionstechnische Änderungen die Erstfiltratqualität deutlich verbessert und der Spülwasserverbrauch reduziert werden kann.

## 9 Literaturverzeichnis

---

Amburgey J. E., Amirtharajah A., Brouckaert B. M., Spivey N. C. (2003): An enhanced backwashing technique for improves filter ripening. Am. Water Works Assoc. J., 95 (12), S. 81-94

Amburgey J. E., Amirtharajah A., Brouckaert B. M., Spivey N. C. (2004): Effect of washwater chemistry and delayed start on filter ripening. Am. Water Works Assoc. J., 96 (1), S. 97-110

Amirtharajah A. (1984): Fundamentals and theory of air score. ASCE Journal of the Environmental Engineering Division 110, H. 3, S. 573-590

Amirtharajah A. (1985): The interface between filtration and backwashing. Water Res., 19 (5), S. 581-588

Amirtharajah A. (1988): Some theoretical and conceptual views of filtration. Am. Water Works Assoc. J., 80 (12), S. 36 ff.

Amirtharajah A., Wetstein D. P. (1980): Initial Degradation of Effluent Quality During Filtration. Am. Water Works Assoc. J. (Sep.), S. 518-524

Beckmann B. (2007): Ansätze zur mathematischen Erfassung unterschiedlicher Schlammwasserablaufsysteme in Schnellfiltern sowie Verifizierung durch beispielhafte Technikumsversuche. Diplomarbeit, Fachhochschule Münster

Beforth H. (1984): Praktische Aspekte zur Optimierung der Mehrschichtfiltration. Bbr, 9, S. 453-476

Bernhardt H., Clasen J. (1996): Entnahme von Mikroorganismen, dargestellt am Beispiel der Talsperrenwasseraufbereitung. gwf Wasser/Abwasser, 137 (2), S. 109-116

Bludau W., Groth P., Maeckelburg D. (2005): Leistung und Optimierung der Filterspülung. *gwf Wasser/Abwasser*, 146 (11), S. 857-864

Bohl W. (2001): Technische Strömungslehre. Vogel Buchverlag, Würzburg

Bollrich G., Preißler G. (1992): Technische Hydromechanik - Grundlagen. Verlag für Bauwesen, Berlin

Borowski T. (1999): Grundlegende Untersuchung zur numerischen Simulation von Zweiphasenströmungen in Strahlschlaufenapparaten. Diplomarbeit, TU Berlin

Cagna M. (2003): Numerische Modellierung des zeitlichen Verhaltens von Strömungen in der Umgebung von Tiefenfiltern. Dissertation, Universität Karlsruhe

Carman P.C. (1937): Fluid Flow through Granular Beds. *Trans. Amer. Inst. Chem. Engrs.* 15, S. 150-166

Clasen J. (1998): Efficiency control of particle removal by rapid sand filters in treatment plants fed with reservoir water: a survey of different methods. *Water Sci. Techn.*; 37 (2), S. 19-26

Cleasby J. L., Hilmore D. J., Dimitracopoulos C. J. (1984): Slow sand and direct in-line filtration of a surface water. *Am. Water Works Assoc. J.*, 85 (12), S. 44-55

Colton J. F., Hillis P., Fitzpatrick C. S. B. (1996): Filter backwash and start-up strategies for enhanced particulate removal. *Water Res.*; 30 (10), S. 2502-2507

DIN EN 12901 (2000): Anorganische Filterhilfs- und Filtermaterialien – Definitionen. Beuth Verlag, Berlin

DVGW-Arbeitsblatt W213 (2005): Filtrationsverfahren zur Partikelentfernung, Teil 2: Beurteilung und Anwendung von gekörnten Filtermaterialien. WVGW-Verlag, Bonn

DVGW-Arbeitsblatt W213 (2005): Filtrationsverfahren zur Partikelentfernung, Teil 3: Schnellfiltration. WVGW-Verlag, Bonn

DVGW-Arbeitsblatt W213 (2005): Filtrationsverfahren zur Partikelentfernung, Teil 6: Überwachung mittels Trübungs- und Partikelmessung. WVGW-Verlag, Bonn

Ergun S. (1952): Fluid Flow through Packed Columns. Chem. Eng. Progr. 48, S. 89-94

FLUENT Incorporated (1999): FLUENT 5 User's Guide.

FLUENT Incorporated (2005): FLUENT 6.2 User's Guide.

Gehrer A. (1998): Entwicklung eines 3D-Navier-Stokes Codes zur numerischen Berechnung der Turbomaschinenströmung. Dissertation, TU Graz

Gimbel R. (1984): Abscheidung von Trübstoffen aus Flüssigkeiten in Tiefenfiltern, Habilitationsschrift. Veröffentlichungen des Bereichs und Lehrstuhls für Wasserchemie und der DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut der Universität Karlsruhe, ZfGW-Verlag Frankfurt

Gimbel R. (1998): Neue Erkenntnisse zur weitergehenden Partikelentfernung. Wasserfachliche Aussprachetagung am 03./04.03.98 in Bremen. gwf Wasser Special, 139 (13), S. 43-50

Gimbel R., Jekel M., Ließfeld R. (2004): Wasseraufbereitung - Grundlagen und Verfahren. Oldenbourg Industrieverlag, München und Wien

Gimbel R., Nahrstedt A. (2004): Erstfiltratabschlag bei der Tiefenfiltration. Abschlussbericht zur DVGW-Literaturstudie

Haskamp S. (2006): Untersuchungen zum Verhalten von Muster-Trübstoffen bei der Schnellfiltration. Diplomarbeit, Fachhochschule Münster

Hudson H. E. (1963): Functional Design of Rapid Sand Filters. J. Sanit. Eng. Div. (January), 17-29

Hutter E. (1994): Die Wirkung einzelner Aufbereitungsschritte auf die Eliminierung von Giardia und Cryptosporidium aus dem Wasser am Beispiel dreier unterschiedlicher Wasseraufbereitungsanlagen. Diplomarbeit, Universität Bonn

Jantzen H.-A. (2001): Numerische Methoden der Strömungsmechanik. Vorlesungsskript, Fachhochschule Münster

Junglas P. (2001): Strömungslehre 3. Vorlesungsskript, Fachhochschule Vechta / Diepholz

Kaulitzky J. (1999): Untersuchungen zur Regeneration herkömmlicher und neuartiger Filtermaterialien zur Tiefenfiltration trübstoffbelasteter Wässer. Dissertation, Universität Duisburg

Kaulitzky J., Gimbel R. (1995): Abschlussbericht über Untersuchungen zur Spülung von körnigen Filtermaterialien in der Wasseraufbereitung Teil 2. IWW (Hrsg.), Mülheim

Kistner B. (1999): Modellierung und numerische Simulation der Nachlaufstruktur von Turbomaschinen am Beispiel einer Axialturbinenstufe. Dissertation, TU Darmstadt

Koebe M. (2004): Numerische Simulation aufsteigender Blasen mit und ohne Stoffaustausch mittels der Volume of Fluid (VoF) Methode. Dissertation, Universität Paderborn

Kozeny J. (1927): Über kapillare Leitung des Wassers im Boden (Aufstieg, Versickerung und Anwendung auf die Bewässerung). Sitzungsberichte d. mathem.-naturw. Kl., Abt. IIa, Wien Akad., Nr. 136, S. 271-306



Krohner T. (2002): Untersuchung numerischer Modellierungsansätze zur Berechnung der Strömungsvorgänge in schnell rotierenden Systemen. Diplomarbeit, Fachhochschule Münster

Launder B. E., Spalding D. B. (1972): Lectures in Mathematical Models of Turbulence. Academic Press, London

LeChevallier M. W., Norton W. D., Lee R. G. (1991): Giardia and Cryptosporidium spp. In filtered drinking water supplies. Appl. Environ. Microbiol., 57 (9), S. 2617-2621

LeChevallier M. W., Norton W. D., Lee R. G., Rose J. B. (1991): Detection and treatment of Giardia and Cryptosporidium in water supplies. AWWA Res. Fdn., Denver, CO. (Jan.)

Lindenthal A. (2007): Untersuchung der Strömungsverhältnisse bei der Spülung von Schnellfiltern mittels numerischer Strömungssimulation. Masterarbeit, Fachhochschule Münster

MacDonald I.F., El-Sayed M.S., Mow K., Dullien F.A.L. (1979): Ing. Eng. Chem. Fundam. 18, S.199

McTigue N. E. (1998): Optimization of filtration for cyst removal. AWWA Res. Fdn.; Denver, CO., Bericht-Nr. #90757

Meyer H. (1980): Die Rückspülung von Trink- und Abwasserfiltern. gwf Wasser/Abwasser, 121, (1), S. 5-14

Moll H.-G. (1978): Die Ermittlung der hinreichenden Rückspülgeschwindigkeit für Sand- und Kiesfilter. gwf Wasser/Abwasser, 119, (3), S. 103-110

Moll H.-G. (1980): Über das Rückspülen von Mehrschichtfiltern. gwf Wasser/Abwasser, 121, (1), S. 15-22

Moll H.-G. (1980): Zur Charakterisierung von Korngemischen im Hinblick auf die Durchströmung mit Wasser. bbr, 31, S. 517-520

Moll H.-G. (1983): Filterspülung. DVGW-Schriftenreihe Wasser Nr. 206, Eschborn

Moll H.-G. (1988): Die Expansion des Filtermaterials beim Spülen. gwf Wasser/Abwasser 129, S. 412-416

Moll H.-G. (1990): Filterspülung mit Luft und Wasser (Teil 1). Neue DELIWA-Zeitschrift, 41 (1), S. 13-17

Moll H.-G. (1994): Filterspülung mit Luft und Wasser (Teil 2). Neue DELIWA-Zeitschrift, 45 (1), S. 4-6

Moll H.-G. (1996): Filterspülung mit Luft und Wasser (Teil 3). Neue DELIWA-Zeitschrift, 47 (2), S. 49-51

Nahrstedt A. (1998): Zum dynamischen Filtrationsverhalten von Schüttschichten aus permeablen synthetischen Kollektoren bei der Trübstoffabscheidung aus wässrigen Suspensionen.

Naumann E. (1951): Bau und Betrieb von Schnellfilteranlagen: Neue Ziele und Gesichtspunkte. gwf Wasser/Abwasser, 92, S. 250-256

Noll B. (1993): Numerische Strömungsmechanik. Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, New York

Ongerth J. E. (1990): Evaluation of treatment for removing Giardia cysts. Am. Water Works Assoc. J., 82 (6), S. 85-96

Patania N. L. (1995): Optimization of Filtration for Cyst. Removal. AWWA Res. Fdn., Denver, CO. #60699

Peter G. (2005): Überfälle und Wehre. Vieweg & Sohn Verlag / GWV Fachverlag, Wiesbaden

Quiter K. (2003): Entwicklung einer Vorgehensweise zur numerischen Berechnung des Abscheidegrades in Tellerseparatoren. Diplomarbeit, Fachhochschule Münster

Schwister K. (2005): Taschenbuch der Verfahrenstechnik. Fachbuchverlag Leipzig, München und Wien

Stadtwerke Steinfurt (2008): Trinkwasser-Analyse der Stadtwerke Steinfurt vom 30. April 2008, Wasserwerk Ahlintel

Stieß M. (1995): Mechanische Verfahrenstechnik 1. Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, New York

Stück R. (2008): Numerische Simulation transienter Wellengruppen mittels einer hybriden Finite-Elemente - Finite-Volumen Methode. Dissertation, TU Berlin

Umweltbundesamt (1997): (Mitteilung des Umweltbundesamtes nach der Anhörung der Trinkwasserkommission des Umweltbundesamtes) Anforderung an die Aufbereitung von Oberflächenwässern zu Trinkwasser im Hinblick auf die Eliminierung von Parasiten. Bundesgesundheitsblatt 12/97, S. 484-485

Wen C.Y., Yu Y.H. (1966): A General Method for Predicting the Minimum Fluidization Velocity, A. I. Ch. E. Journal 12, S. 610-612

## 10 Formel- und Abkürzungsverzeichnis

---

### Formelzeichen

A	Strömungsquerschnitt	[m]
A <sub>ds</sub>	durchströmte Fläche auf Ablaufkantenhöhe	[m <sup>2</sup> ]
A <sub>F</sub>	Filterquerschnittsfläche	[m <sup>2</sup> ]
A <sub>St.</sub>	Stirnfläche des Partikels	[m <sup>2</sup> ]
Ar	Archimedeszahl	[1]
b	Breite	[mm]
b <sub>Ü</sub>	Länge oder Kreisumfang der Überfallkante	[m]
c <sub>W</sub>	Widerstandsbeiwert	[1]
C <sub>2</sub>	Trägheitswiderstand	[1/m]
d	Durchmesser	[m], [mm]
d <sub>F</sub>	Filterdurchmesser	[mm]
d <sub>G</sub>	Grenzkorndurchmesser	[m], [µm]
d <sub>h</sub>	hydraulischer Durchmesser	[m]
d <sub>M</sub>	mittlere Korndurchmesser	[mm]
d <sub>P</sub>	Partikel- / Korndurchmesser	[m], [µm]
d <sub>T</sub>	Filtertulpendurchmesser	[mm]
d <sub>W</sub>	wirksamer Korndurchmesser	[mm]
d <sub>10</sub>	Maschenweite bei einem Durchgang von 10 %	[mm]
d <sub>60</sub>	Maschenweite bei einem Durchgang von 60 %	[mm]
E <sub>90</sub>	Erneuerungsfaktor	[1]
F <sub>A</sub>	statischer Auftrieb	[N]
F <sub>G</sub>	Gewichtskraft	[N]
F <sub>W</sub>	dynamischer Gesamtwiderstand	[N]
g	Erdbeschleunigung	[m/s <sup>2</sup> ]
h	Höhe	[m], [mm]
h <sub>Ü</sub>	Überstauhöhe	[m]
i, j, k	Zählindex	[1]
k	turbulente kinetische Energie	[m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> ]

$k_1, k_2$	Konstanten des Durchströmungsgesetzes nach Carman und Kozeny	[1]
$l_A$	Ablaufkantenlänge	[m]
$m$	Masse	[kg], [g]
$m_B$	Bettmasse	[kg]
$m_P$	Partikelmasse	[kg]
$Q_0$	Summenverteilung	[1]
$r$	Radius	[m], [mm]
$r_T$	Radius der Filtertulpe	[m]
$Re_{mf}$	Reynolds-Zahl im Lockerungspunkt	[1]
$S$	höchster Punkt des Wehrrückens	[m]
$U$	benetzter Umfang	[m]
$U$	Ungleichförmigkeitsgrad	[1]
$v_F$	Filtrationsgeschwindigkeit	[m/h]
$v_{mf}$	Lockerungsgeschwindigkeit	[m/h], [m/s]
$v_S$	Spül- / Nachspülgeschwindigkeit	[m/h], [m/s]
$v_{sed}$	Sedimentationsgeschwindigkeit	[mm/s]
$v_\infty$	Anströmgeschwindigkeit	[m/s]
$V_B$	Bettvolumen	[m <sup>3</sup> ]
$V_P$	Partikelvolumen	[m <sup>3</sup> ]
$\dot{V}$	Volumenstrom	[m <sup>3</sup> /h]
$z_{\ddot{U}}$	Kantenüberfallhöhe	[m]
$1/\alpha$	viskoser Widerstand	[1/m <sup>2</sup> ]
$\varepsilon$	Dissipationsrate	[m <sup>2</sup> /s <sup>3</sup> ]
$\varepsilon_F$	Bettporosität	[1]
$\psi$	Formfaktor	[1]
$\nu$	kinematische Viskosität	[m <sup>2</sup> /s]
$\eta$	dynamische Viskosität	[Pa•s]
$\mu$	Überfallbeiwert	[1]
$\rho_f$	Fluiddichte	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_K$	Kornrohddichte	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_M$	Materialdichte	[kg/m <sup>3</sup> ]

$\rho_P$	Partikel- / Korndichte	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\Delta p_V$	Druckverlust	[Pa]
$\Delta z$	Schichthöhe	[m]

## **Abkürzungen**

C.	Cryptosporidium parvum
CFD	Computational fluid dynamics
DN	Diameter Nominal
DNS	direkte numerische Simulation
DPM	Discrete-Phase-Model
ETSW	Extended Terminal Subfluidization Wash
FDM	Finite Differenzen Methode
FNU	Formazine Nephelometric Units
FVM	Finite Volumen Methode
G.	Giardia lamblia
KBE	Kolonie bildende Einheiten
MID	Magnetisch-Induktiver-Durchflussmesser
PISO	Pressure-Implicit with Splitting of Operators
PRESTO	Pressure Staggering Option
RNG	Renormalization Group
SIMPLE	Semi-Implicit Method Pressure-Linked Equations
SIMPLEC	Semi-Implicit Method Pressure-Linked Equations Consistent
TVO	Trinkwasserverordnung
VoF	Volume of Fluid
2D	zweidimensional
3D	dreidimensional

## 11 Anhangverzeichnis

---

Anhang 1:	Ergebnisse der Siebanalyse	108
Anhang 2:	Auswahl der Filtermaterialien	111
Anhang 3:	Analyse des eingesetzten Leitungswassers	113
Anhang 4:	Partikelanalyse des eingesetzten Leitungswassers	115
Anhang 5:	Partikelmessung	116
Anhang 6:	Auswahl des Modelltrübstoffs	119
Anhang 7:	Versuche zur Filtrationsgeschwindigkeit	122
Anhang 8:	Filterbettexpansion	123
Anhang 9:	Vorversuche zur Filterbeladung	124
Anhang 10:	Vorbereitung des Filterbetts	126
Anhang 11:	Vergleich von Simulation und Messergebnissen	127
Anhang 12:	Simulation des Geschwindigkeitsprofils oberhalb des Filterbetts	129
Anhang 13:	Tracerversuche im Überstauraum	131
Anhang 14:	90 % - Kriterium für den Austausch des Wasservolumens	132
Anhang 15:	Einfluss der Wandreibung	133
		107



## Anhang 1: Ergebnisse der Siebanalyse

Tab. A1.1: Daten der Siebanalyse von Quarzsand 0,63 - 1,00 mm

Siebe	Gewicht			Rückstand		Durchgang
Maschenweite	Sieb	Sieb + Siebgut	Siebgut (= m)	je Sieb	Summe	Summe
[mm]	[g]	[g]	[g]	[%]	[%]	[%]
1,12	513,70	514,16	0,5	0,2	0,2	99,8
1,00	444,31	452,61	8,3	4,2	4,4	95,6
0,90	517,45	576,97	59,5	29,8	34,1	65,9
0,80	315,78	386,57	70,8	35,4	69,5	30,5
0,71	515,93	564,82	48,9	24,4	94,0	6,0
0,63	307,44	314,67	7,2	3,6	97,6	2,4
0,56	502,55	506,64	4,1	2,0	99,6	0,4
Auffangschale	331,06	331,77	0,7	0,4	1000,0	0,0
Summe	3448,2	3648,2	200,0	100,0		

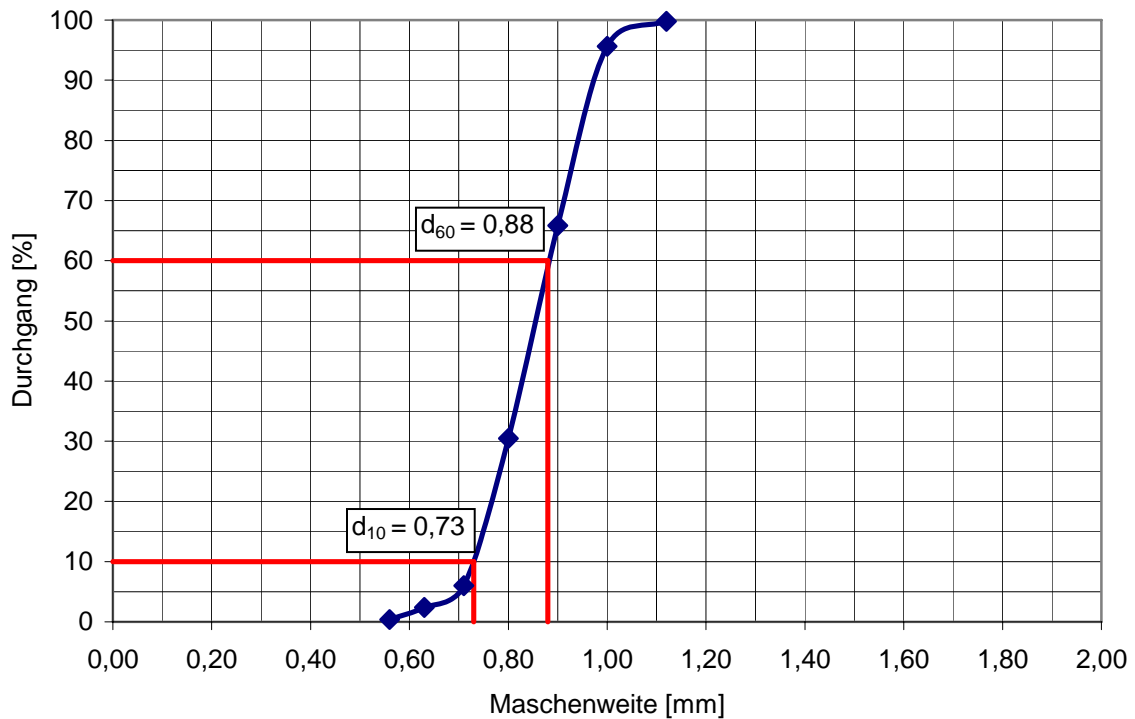


Abb. A1.1: Siebkurve Quarzsand 0,63 - 1,00 mm

Tab. A1.2: Daten der Siebanalyse von Anthrazit 0,80 - 1,60 mm

Siebe	Gewicht			Rückstand		Durchgang
Maschenweite	Sieb	Sieb + Siebgut	Siebgut (= m)	je Sieb	Summe	Summe
[mm]	[g]	[g]	[g]	[%]	[%]	[%]
1,80	543,62	546,15	2,5	1,3	1,3	98,7
1,60	330,05	333,79	3,7	1,9	3,1	96,9
1,40	547,15	582,85	35,7	17,9	21,0	79,0
1,25	534,61	578,29	43,7	21,8	42,8	57,2
1,12	513,72	545,27	31,6	15,8	58,6	41,4
1,00	444,32	472,36	28,0	14,0	7,26	27,4
0,90	517,50	542,16	24,7	12,3	85,0	15,1
0,80	315,78	334,10	18,3	9,2	94,1	5,9
0,71	515,95	525,35	9,4	4,7	98,8	1,2
Auffangschale	331,06	333,38	2,3	1,2	100,0	0,0
Summe	4593,76	4793,70	199,9	100,0		

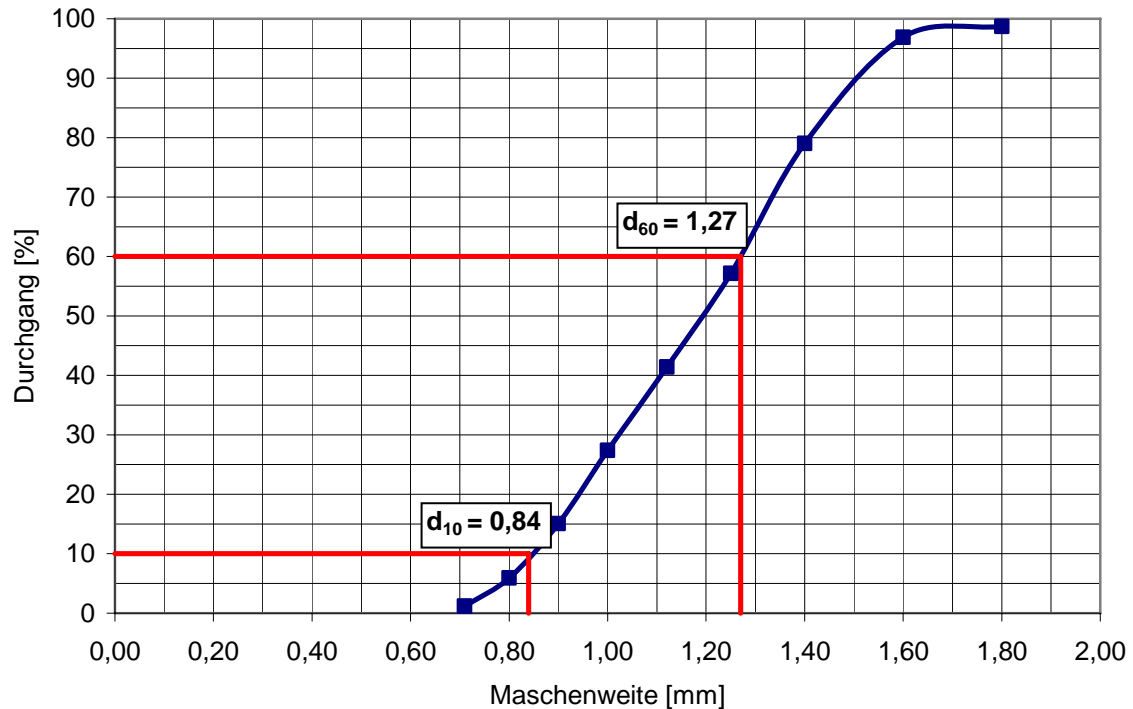


Abb. A1.2: Siebkurve Anthrazit 0,80 - 1,60 mm

Aus den Siebanalysen lassen sich die Maschenweiten bestimmen, die einem Siebdurchgang bei 10 % ( $d_{10}$ ) bzw. 60 % ( $d_{60}$ ) des zu siebenden Materials entsprechen. Mit deren Hilfe lässt sich der Ungleichförmigkeitsgrad  $U$  ermitteln. Die Gleichförmigkeit des Filtermaterials ist besonders bei Mehrschichtfiltern wichtig. Während der Filterspülung findet eine Klassierung des Filtermaterials statt. Diese kann negative Auswirkungen auf die Filtrationsleistung haben. Deshalb soll der Ungleichförmigkeitsgrad  $U < 1,5$  sein [DVGW-Arbeitsblatt W213 (2005)]:

$$U = \frac{d_{60}}{d_{10}} \quad (A1.1)$$

Die wirksame Korngröße  $d_w$  ist ein einheitlicher Kennwert für ein Korngrößengemisch mit unterschiedlichen Größen. Mit diesem Kennwert wird das Korngrößengemisch hinsichtlich der hydraulischen Eigenschaften vereinheitlicht. Es gibt für die wirksame Korngröße  $d_w$  verschiedene Bestimmungsgleichungen. Hier wurde die wirksame Korngröße  $d_w$  nach MOLL (1980) bestimmt:

$$d_w = (0,75 + \sqrt{0,54 \cdot U - 0,48}) \cdot d_{10} \quad (A1.2)$$

In Tabelle A1.3 sind die Kennwerte der verwendeten Filtermaterialien dargestellt.

Tab. A1.3: Kennwerte der verwendeten Filtermaterialien

Filtermaterial	Quarzsand	Anthrazit
<b>Korngröße</b>	0,63 - 1,00 mm	0,80 - 1,60 mm
<b><math>d_{10}</math></b>	0,73 mm	0,84 mm
<b><math>d_{60}</math></b>	0,88 mm	1,27 mm
<b><math>U</math></b>	1,21	1,51
<b><math>d_w</math></b>	0,85 mm	1,12 mm

## Anhang 2: Auswahl der Filtermaterialien

Der für die halbtechnischen Versuchsreihen verwendete Zweischichtfilter bestand aus den Filtermaterialien Quarzsand und Anthrazit. Hierfür war es erforderlich, die Korngrößen der beiden verwendeten Filtermaterialien aufeinander abzustimmen. Die Korngröße der unteren Quarzsandschicht orientiert sich dabei an dem aufzubereitenden Rohwasser. Aufgrund der feinen Ockerpartikel wurde die Korngruppe 0,63 - 1,00 mm für die untere Filterschicht gewählt. Der wirksame Korndurchmesser beträgt  $d_w = 0,85$  mm (Gleichung A1.2). In einem nächsten Schritt wird nach Gleichung A2.1 die Lockerungsgeschwindigkeit für die verwendete Quarzsandschicht nach MOLL (1983) berechnet.

$$v_{mf} = \sqrt{(16,36 \cdot \frac{v}{d_w})^2 + 27,88 \cdot d_w \cdot (\frac{\rho_M}{\rho_f} - 1)} - 16,36 \cdot \frac{v}{d_w} \quad (A2.1)$$

Es ergibt sich eine Lockerungsgeschwindigkeit von 0,685 cm/s. Beim Spülen eines Zweischichtfilters sollen zunächst die obere und dann die untere Schicht fluidisieren. MOLL(1980) empfiehlt, dass die obere Schicht bei etwa 80 % der unteren Geschwindigkeit fluidisiert. Dementsprechend ergibt sich für die obere Filterschicht aus Anthrazit eine Lockerungsgeschwindigkeit bei 80 % von 0,548 cm/s. Hiermit wird der wirksame Korndurchmesser für die Anthrazitschicht nach Gleichung A2.2 bestimmt [MOLL (1983)].

$$d_w = \sqrt{(0,018 \cdot v_f^2 \cdot \frac{\rho_f}{\rho_M - \rho_f})^2 + 1,174 \cdot v \cdot v_f \cdot \frac{\rho_f}{\rho_M - \rho_f}} + 0,018 \cdot v_f^2 \cdot \frac{\rho_f}{\rho_M - \rho_f} \quad (A2.2)$$

Der wirksame Korndurchmesser für die Anthrazitschicht darf nicht größer als 1,49 mm sein. Diese Anforderung wird durch Anthrazit-N der Korngröße 0,8 - 1,6 mm eingehalten. In Bild A2.1 ist die Grenze zwischen den beiden Filterschichten nach den durchgeführten Versuchsreihen dargestellt. Es wird deutlich, dass keine Vermischung der Filtermaterialien nach der Filterspülung aufgetreten ist.



Abb. A2.1: Grenzsicht der beiden Filtermaterialien im Versuchsfilter

Neben den beiden Filtermaterialien kam im Versuchsfilter auch eine Stützsicht zum Einsatz. Die Stützsicht muss so ausgelegt sein, dass sie sich während der Spülung mit Wasser oder Luft nicht bewegt und sich nicht mit dem Filtermaterial vermischt. NAUMANN (1951) liefert hierzu einen Ansatz. Demnach soll die untere Korngröße der Stützsicht mindestens das Vierfache der mittleren Korngröße des Filtermaterials betragen. Als Schichthöhe für die Stützsicht genügen nach Ansicht von NAUMANN (1951) 10 bis 20 cm.

Die Stützsicht bestand aus Quarzkies der Korngruppe 3,15 - 5,6 mm. Der mittlere Korndurchmesser der unteren Filtersicht beträgt  $d_M = 0,815$  mm. Das Verhältnis der mittleren Korngröße des Filtermaterials zur unteren Korngröße der Stützsicht beträgt 3,87 und entspricht damit annähernd der Forderung von NEUMANN (1951).

## Anhang 3: Analyse des eingesetzten Leitungswassers

Tab.: A3.1 Auszug aus der Trinkwasseranalyse des Wasserwerks Ahlntel der Stadtwerke Steinfurt [Stadtwerke Steinfurt (2008)]

Physikalische und chemische Parameter	Einheit	Prüfergebnis 2008	Grenzwert nach TVO
Temperatur bei Probenahme	°C	11,2	
<b>Mikrobiologische Parameter</b>			
Koloniezahl 22 °C	KBE/ml	0	100
Koloniezahl 36 °C	KBE/ml	1	100
Coliforme Bakterien	KBE/100 ml	0	0
E.coli	KBE/100 ml	0	0
Clostridium perfringens	KBE/100 ml	0	0
Enterokokken	KBE/100 ml	0	0
<b>Chemische Parameter, Anlage 2 -I</b>			
Benzol	mg/l	<0,0001	0,001
Bor	mg/l	0,068	1,0
Chrom	mg/l	0,0013	0,05
Cyanide, gesamt	mg/l	<0,005	0,05
1,2-Dichlorethan	mg/l	<0,0001	0,003
Fluorid	mg/l	0,107	1,5
Nitrat	mg/l	21,8	50
Quecksilber, gesamt	mg/l	<0,0001	0,001
Selen	mg/l	<0,001	0,01
Trichlorethen	mg/l	<0,0001	-
Tetrachlorethen	mg/l	<0,0001	-
Tetrachlorethen und Trichlorethen	mg/l	<0,001	0,01
AOX	mg/l	0,0054	-
<b>Chemische Parameter, Anlage 2 - II</b>			
Antimon	mg/l	<0,001	0,005
Arsen	mg/l	<0,0005	0,01
Benzo-(a)-Pyren	mg/l	<0,000001	0,00001
Blei	mg/l	<0,001	0,025
Cadmium	mg/l	<0,0005	0,005
Kupfer	mg/l	<0,01	2
Nickel	mg/l	<0,001	0,02
Nitrit	mg/l	<0,02	0,5
Summe PAK TrinkwW 2001	mg/l	<0,000001	0,0001
Benzo-(b)-fluoranthen	mg/l	<0,000001	-
Benzo-(k)-fluoranthen	mg/l	<0,000001	-
Benzo-(ghi)-perylen	mg/l	<0,000001	-
Indeno-(1,2,3-cd)-pyren	mg/l	<0,000001	-
Trihalogenmethane, Summe TrinkwV 2001	mg/l	<0,0005	0,05
Chloroform	mg/l	<0,0001	-
Monobromdichlormethan	mg/l	<0,0001	-
Dibrommonochlormethan	mg/l	<0,0001	-
Bromoform	mg/l	<0,0001	-

Tab.: A3.2 Auszug der Trinkwasseranalyse des Wasserwerks Ahlintel der Stadtwerke Steinfurt

<b>Anlage 3, chemische Parameter</b>	<b>Einheit</b>	<b>Prüfergebnis 2008</b>	<b>Grenzwert nach TVO</b>
Ammonium	mg/l	<0,05	0,5
Aluminium	mg/l	0,03	0,2
Chlorid	mg/l	39,3	250
Eisen, gesamt	mg/l	<0,05	0,2
Färbung SAK 436	m <sup>-1</sup>	0,1	0,5
Geruch, qualitativ		ohne	
Geschmack, qualitativ		ohne	
Leitfähigkeit bei 20 °C	µS/cm	601	2500
Mangan	mg/l	<0,01	0,05
Natrium	mg/l	19	200
Oxidierbarkeit	mg/l O <sub>2</sub>	1,5	5
TOC	mg/l	3,1	-
Sauerstoff, titrimetrisch	mg/l	9,68	-
Sulfat	mg/l	79,9	240
Trübung, quantitativ	NTU	0,17	1
pH-Wert		7,3	6,5 - 9,5
<b>Chemische Parameter § 14 TrinkwV</b>			
Säurekapazität bei pH 4,3	mmol/l	4,0	-
Basekapazität bei pH 8,2	mmol/l	0,21	-
Calcium	mmol/l	2,73	-
Calcium	mg/l	110	
Magnesium	mmol/l	0,313	-
Magnesium	mg/l	7,6	
Härte	mmol/l	3,05	-
Härte	°dH	17,1	
Härtebereich		hart	
Kalium	mg/l	5,0	-
Hydrogencarbonat	mg/l	240	-
<b>Untersuchung auf Pflanzenschutzmittel und Biozidprodukte</b>			
Pflanzenschutzmittel und Biozidprodukte, gesamt	mg/l	<0,00005	0,0005

## Anhang 4: Partikelanalyse des eingesetzten Leitungswassers

In Tabelle A4.1 ist die Partikelkonzentration des eingesetzten Leitungswassers dargestellt. Die Partikelkonzentration wurde an zwei Messstellen ermittelt. Die beiden Messstellen befanden sich am Auslaufventil des Trinkwassernetzes und am Ablauf des Vorlagebehälters der Versuchsanlage.

Tab. A4.1: Partikelanalyse des eingesetzten Leitungswassers

Größenklasse	Auslaufventil	Vorlagebehälter
[µm]	[Partikel/ml]	
0,8 - 1,0	169	206
1,0 - 2,0	538	697
2,0 - 3,0	204	285
3,0 - 4,0	72	109
4,0 - 5,0	34	64
5,0 - 7,5	49	78
7,5 - 10,0	16	29
10,0 - 15,0	10	17
15,0 - 20,0	2	4
20,0 - 50,0	1	2
50,0 - 100,0	0	0
100,0 - 140,0	0	0
0,8 - 140,0 (Gesamtpartikelkonzentration)	1093	1492



## Anhang 5: Partikelmessung

Das Partikelzählsystem Abakus mobil fluid der Firma Markus Klotz GmbH ist ein Auswertesystem zur Messung der Anzahl und Größe von Partikeln in Flüssigkeiten. Es arbeitet nach dem Messprinzip der Laserlichtblockade. Hierbei wird die Lichtschwächung (Extinktion) beim Durchgang eines Partikels durch eine beleuchtete Zelle als Grundlage der Größenbestimmung genutzt. Es besteht im Wesentlichen aus dem Partikelsensor, dem Probenzuführsystem und dem Partikelzähler. Der Partikelsensor setzt sich zusammen aus der Lichtquelle (Halbleiterlaserdiode), der Sensorzelle und dem Photodetektor.

Die Halbleiterlaserdiode erzeugt ein homogenes Strömungsprofil mit sehr niedrigem Lichtauschen. Der Lichtstrahl wird in der vorgesetzten Kollimaatorlinse parallel gerichtet und durchläuft gebündelt die Sensorzelle (Abmessungen: 300 x 300 µm). Der Photodetektor erfasst das komplette Licht der Laserdiode. Ein Partikel, das die Messzelle durchquert, schwächt den Lichtstrahl entsprechend der Partikelgröße ab. Die Detektoreinheit setzt die Lichtschwächung in ein Spannungssignal um, das den Durchmesser des Partikels charakterisiert. Das Spannungssignal wird an die Zählereinheit weitergeleitet. Sie hat die Aufgabe, die erfassten Spannungssignale entsprechend der Partikelgröße und Partikelanzahl darzustellen. Diese Messmethode erzielt eine genaue Einzelpartikelerfassung und stellt damit die Korngrößenverteilung und die Anzahl der Partikel im Medium fest. Der Messbereich des eingesetzten Sensors ist 0,8 - 140 µm. [KLOTZ et al. (2003); REBEL (2003)]

Die Genauigkeit der Messung wird durch das „Signal- zu Rauschverhältnis“ (S/R) und durch die Auflösung des Sensors beeinflusst. Das S/R - Verhältnis ist bei Partikelzählern das Verhältnis der maximalen Impulshöhe des Rauschens zur mittleren Impulshöhe, den das vom Hersteller angegebene kleinste messbare Teilchen erzeugt. Die maximale Impulshöhe des Rauschens wird ermittelt, wenn Teilchen in der Zelle sind. Die Auflösung des Sensors wird als Standardabweichung angegeben. Üblicherweise wird eine Auflösung von 5 bzw. 10 % verlangt. [REBEL (2003)]

Jeder Sensor kann aufgrund der Abmessungen der Zelle und des Laserstrahls nur eine bestimmte Anzahl von Partikeln pro ml auflösen. Wird diese Konzentration überschritten, spricht man von einem Koinzidenzfehler. Mit zunehmender Anzahlkonzentration der Partikel in der Probe steigt der Koinzidenzfehler an, da die Wahrscheinlichkeit zunimmt, dass zwei Partikel im Messvolumen als ein großes Partikel erkannt werden. Es findet dadurch eine Größenverschiebung innerhalb des Partikelkollektives zu Partikeln mit einem größeren Partikeldurchmesser statt. Gleichzeitig sinkt die Partikelanzahlkonzentration in der Probe. Es gibt die Möglichkeit, mit Hilfe geeigneter statistischer Verfahren den Koinzidenzfehler zu korrigieren. Eine Korrektur der Messergebnisse ist ausführlich bei NAHRSTEDT (1998) beschrieben.

Um die Größenordnung des Koinzidenzfehlers für den eingesetzten Partikelzähler und den verwendeten Modelltrübstoff aufzuzeigen, wurde eine Verdünnungsreihe mit Ockerpartikeln aufgestellt. Die Ausgangskonzentration beträgt 15 mg/l. Die Ergebnisse der Partikelmessung sind in Abbildung A5.1 dargestellt.

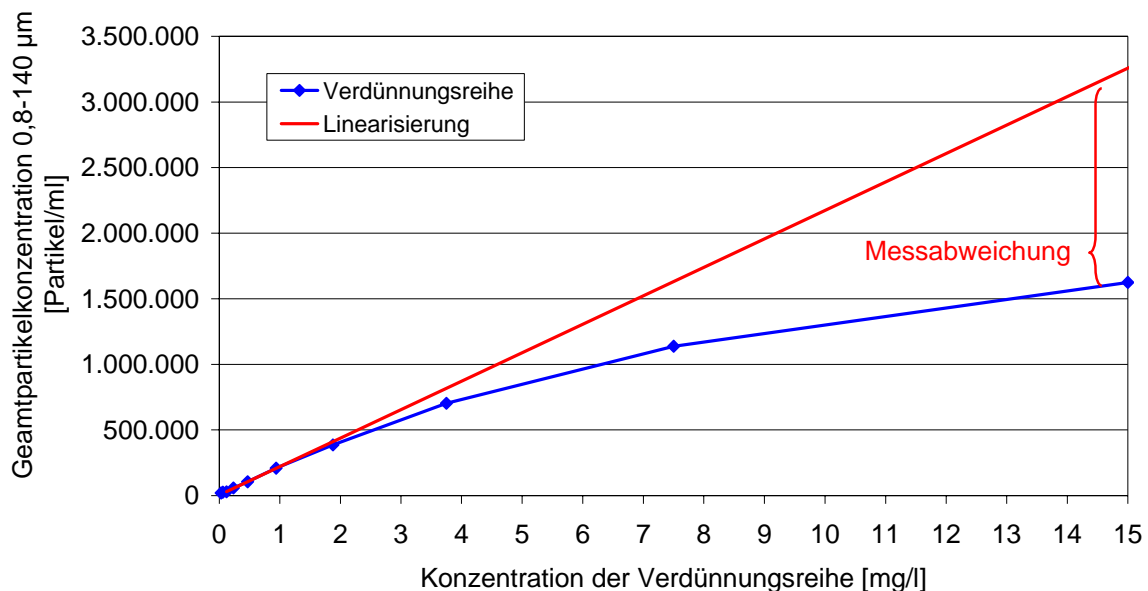


Abb. A5.1: Linearisierung der Partikelmessung am Beispiel einer Verdünnungsreihe mit einer Ockerkonzentration von 15 mg/l

Zur Verdeutlichung des Koinzidenzfehlers wurde durch die Messwerte der Gesamtpartikelkonzentration der drei geringsten Ockerkonzentrationen eine Ausgleichsgerade gelegt und extrapoliert. (Linearisierung). Dem Diagramm ist die jeweilige Messabweichung bei den verschiedenen Ockerkonzentrationen zu entnehmen. Je höher die Ockerkonzentration ist, desto größer wird die Messabweichung.

Wird die Koinzidenz als Fehlereinfluss bei den im Rahmen dieser Arbeit durchgeführten Versuchsreihen zugelassen, so ist eine Korrektur des Koinzidenzfehlers nicht notwendig. Bei den halbtechnischen Versuchen werden die Gesamtpartikelkonzentrationen gegenüber gestellt. Die festgestellten Tendenzen werden auch bei einer Berücksichtigung des Koinzidenzfehlers in der gleichen Weise auftreten. In den jeweiligen Proben ist jedoch eine höhere Anzahlkonzentration an Partikeln vorhanden, als in den Diagrammen dargestellt.

## Anhang 6: Auswahl des Modelltrübstoffs

Vor Beginn der Versuchsreihen wurden Voruntersuchungen bezüglich der Wahl des Modelltrübstoffs durchgeführt. Er wurde dem Steinfurter Leitungswasser zudosiert, um so definierte Rohwasserbedingungen zu schaffen.

Da während der Versuchsreihen die Auswirkungen der Spülphase auf das Anfahrverhalten von Tiefenfiltern betrachtet werden sollten, unterschieden sich die Versuche zur Wahl des Modelltrübstoffes von den üblichen Filtrationsversuchen. Bei dem verwendeten Modelltrübstoff reichen in diesem Fall nicht nur gute Filtrationseigenschaften aus, sondern das Material muss sich während der Spülphase auch wieder aus dem Filterbett entfernen lassen. In Abbildung A6.1 sind die Partikelgrößenverteilungen einiger untersuchter Modelltrübstoffe dargestellt.

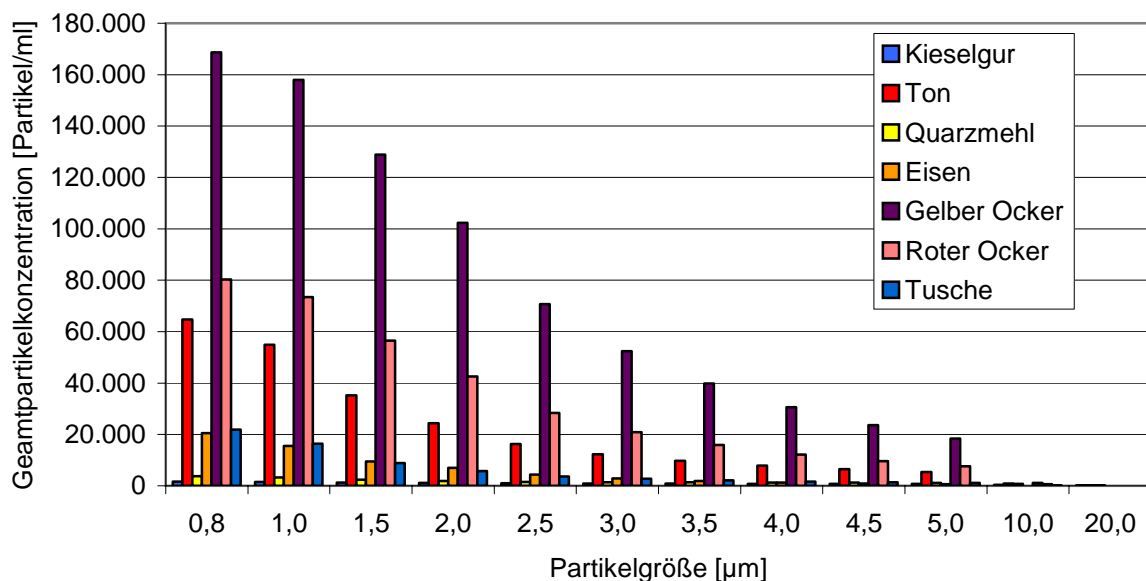


Abb. A6.1: Kumulative Partikelverteilung unterschiedlicher Modellrohässer bei einer Konzentration von 10 mg/l

Quarzmehl ist bei Filtrationsversuchen ein weit verbreiteter Modelltrübstoff. Aufgrund der relativ hohen Dichte von  $2,65 \text{ g/cm}^3$  sedimentiert das Material jedoch während der Spülphase vor allem in den Rohrleitungen der Versuchsanlage sehr schnell. Eine komplette Regeneration des Filtermaterials unter in der Praxis üblichen Spülbedingungen ist dadurch nahezu unmöglich. Damit eignen sich für die geplanten

Versuchsreihen auch alle anderen Modelltrübstoffe mit einer ähnlich hohen Dichte nicht. Hierzu zählen unter anderem Kieselgur, Titandioxid und Tone.

Durch die Zugabe von Eisen(III)chlorid zum Leitungswasser bildeten sich Eisenhydroxid-Flocken. Die hiermit durchgeführten Versuche zeigten gute Filtrations- und Spüleigenschaften. Eisenhydroxid-Flocken besitzen nur eine geringfügig höhere Dichte als Wasser. Ungewollte Sedimentationseffekte können aus diesem Grund ausgeschlossen werden. Während der Filtration lässt sich die Einlaufphase deutlich erkennen. Danach werden Trübungswerte unter 0,1 FNU erreicht. Durch praxisnahe Spülverfahren lassen sich gleiche Ausgangsbedingungen erreichen. Ein großer Nachteil ist die unkontrollierte Bildung der Hydroxidflocken. Dadurch können sowohl die Partikelgröße als auch die Partikelanzahl im Rohwasser stark schwanken. Die Einstellung einer definierten und reproduzierbaren Partikelkonzentration ist nicht möglich.

Ähnliche Eigenschaften beim Filtrations- und Spülverhalten ergeben sich bei der Verwendung von Ockerpartikeln. Ocker ist ein rein partikulärer Stoff, damit sind Partikelanzahl und Partikelgrößenverteilung bei gleicher Partikelkonzentration im Rohwasser reproduzierbar. Es handelt sich bei Ocker um ein natürliches Mineralgemisch. Es besteht aus Brauneisenstein, Tonmineralen, Quarz und Kalk. Vorversuche wurden sowohl mit gelbem als auch mit rotem Ocker durchgeführt. Größter Bestandteil des verwendeten gelben Ockers ist Brauneisenstein mit einem Anteil von bis zu 20 %. Die Partikelverteilung (Abbildung A6.1) von Ton und Ocker entspricht im Wesentlichen der Partikelanalyse des Rohwassers einer beispielhaften Talsperre. Aufgrund der Partikelverteilung wurde gelber Ocker für die Versuchsreihen gewählt. Die Dichte der hier verwendeten gelben Ockerpartikel wurde mit  $1.490 \text{ kg/m}^3$  bestimmt. Der einzige festzustellende Nachteil war, dass aufgrund des feinen Partikelanteils am Ende der Einlaufphase nie der technische Grenzwert für die Trübung von 0,1 FNU erreicht wurde. Bei den geplanten Versuchen zum Austragsverhalten bei der Filterspülung war dies jedoch ohne Bedeutung.

Die Summenverteilungskurve für den verwendeten gelben Ocker ist in Abbildung A6.2 dargestellt. Die mittlere Partikelgröße beträgt  $2,9 \text{ }\mu\text{m}$ .

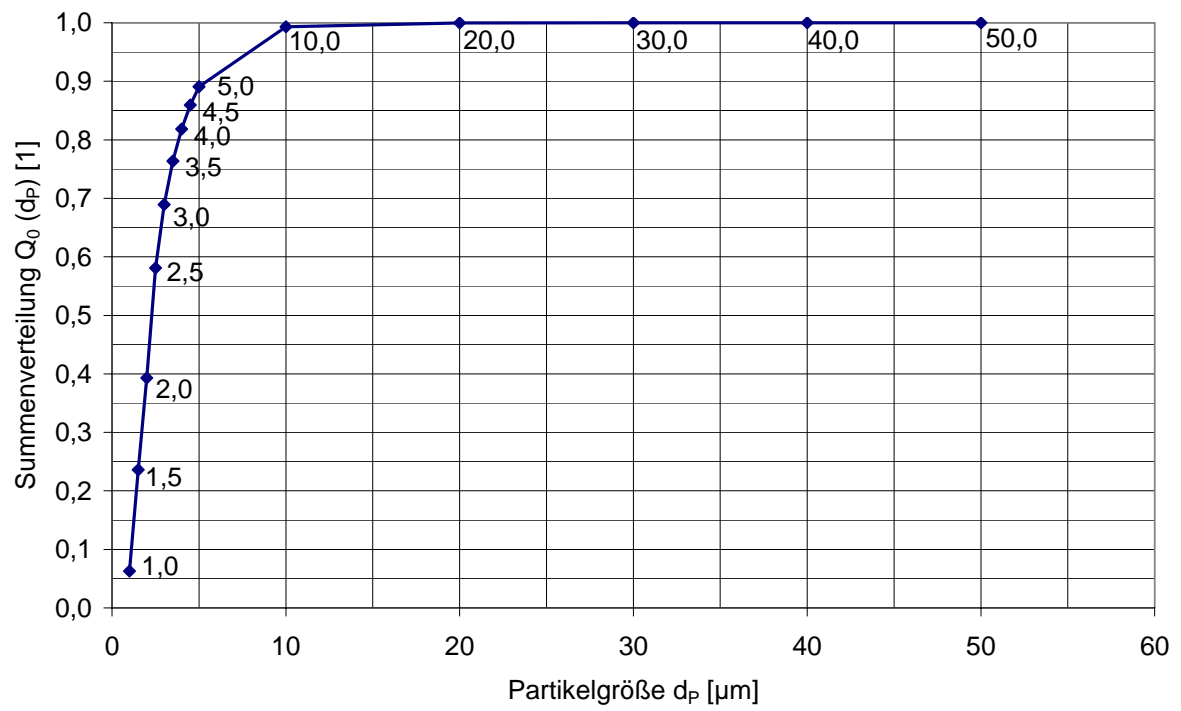


Abb. A6.2: Summenverteilungskurve der verwendeten gelben Ockerpartikel

## Anhang 7: Versuche zur Filtrationsgeschwindigkeit

Zur Ermittlung der optimalen Filtrationsgeschwindigkeit für den verwendeten VersuchsfILTER wurden Vorversuche mit unterschiedlichen Filtrationsgeschwindigkeiten durchgeführt. Dabei wurde der VersuchsfILTER jeweils mit einer Ockerkonzentration von 15 mg/l über einen Zeitraum von sechs Stunden beladen. Diese im Vergleich zur Praxis sehr hohe Ockerkonzentration wurde gewählt, um möglichst schnell eine realistische Filterbeladung zu erhalten. Die Partikelkonzentrationen im Filtrat bei verschiedenen Filtrationsgeschwindigkeiten sind in Abbildung A7.1 dargestellt. Es wurde die Partikelkonzentration nach 30 Minuten Versuchslaufzeit und nach 330 Minuten Versuchslaufzeit dargestellt. Nach 30 Minuten befindet sich der VersuchsfILTER noch in der Einarbeitungsphase und nach 330 Minuten ist der Trübstoffgehalt im Filtrat annähernd konstant. Während der Vorversuche wurden Filtrationsgeschwindigkeiten zwischen 2,5 m/h und 7,5 m/h untersucht. Die Partikelanzahl im Reinwasser zeigt, dass mit zunehmender Filtrationsgeschwindigkeit der Partikelrückhalt im Filtermedium abnimmt. Aufgrund der Untersuchungen hat sich herausgestellt, dass für den verwendeten VersuchsfILTER eine Filtrationsgeschwindigkeit von 3,5 m/h optimal ist.

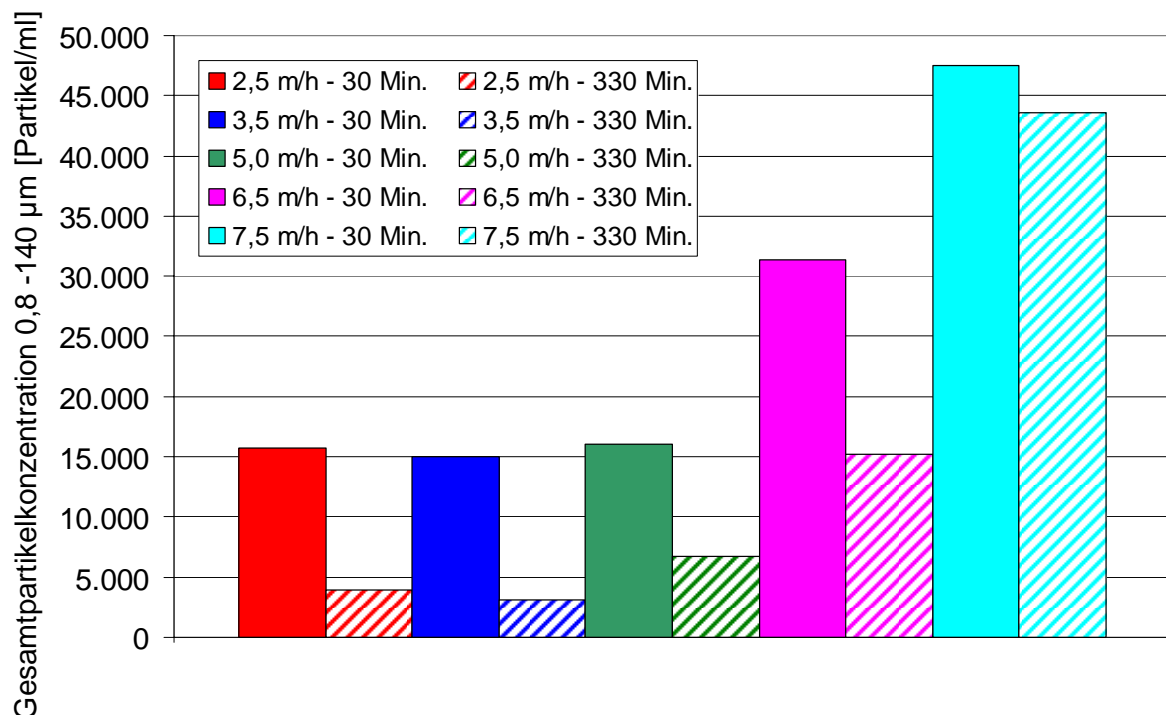


Abb. A7.1: Partikelkonzentration im Filtrat bei verschiedenen Filtrationsgeschwindigkeiten

## Anhang 8: Filterbettexpansion

Die Filterbettexpansion und der Druckverlust der bei den halbtechnischen Versuchen verwendeten Filtermaterialien sind in Abhängigkeit der Spülgeschwindigkeit in Abbildung A8.1 dargestellt. Die Filterbettexpansion ist einmal für die gesamte Filterschicht und für jede Filterschicht separat gezeigt.

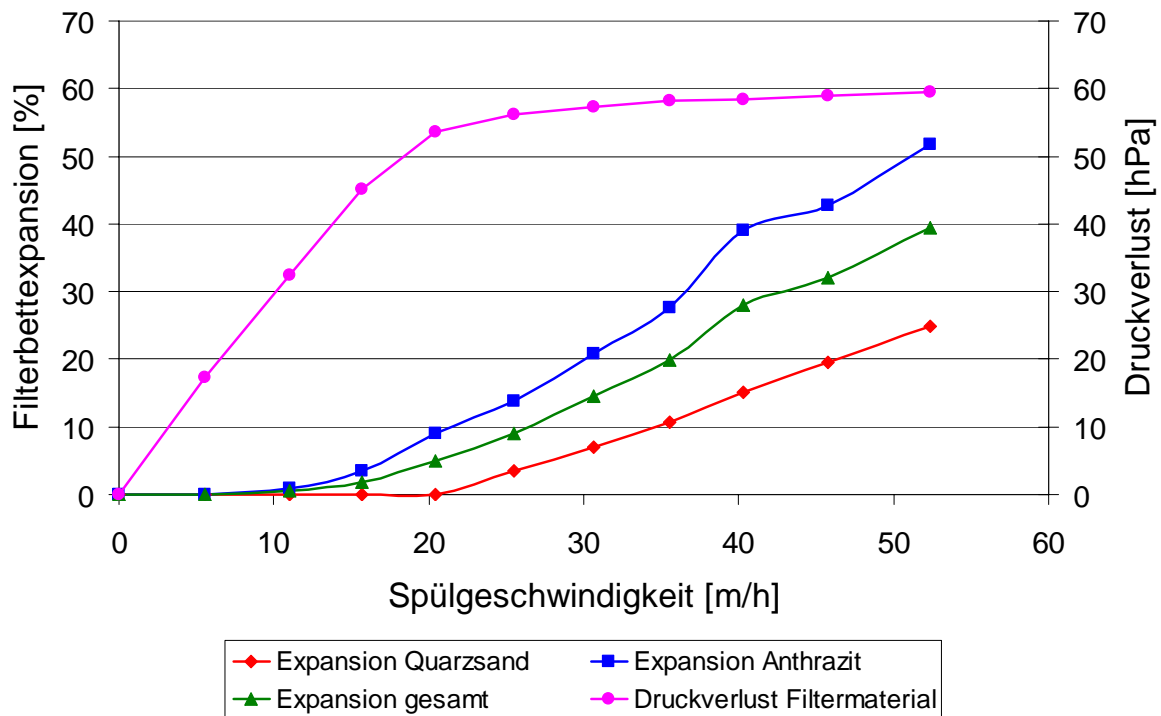


Abb. A8.1: Filterbettexpansion und Druckverlust in Abhängigkeit der Spülgeschwindigkeit im VersuchsfILTER DN 400 (Quarzsand 0,63-1,00 mm / Anthrazit 0,8-1,6 mm)



## Anhang 9: Vorversuche zur Filterbeladung

Es wurden vor Beginn der Versuchsreihen Versuche zur Beladung des Filters und zum Partikelrückhalt innerhalb der Filterschichten durchgeführt. Hierzu wurde der VersuchsfILTER 20 Minuten mit einer Ockerkonzentration von 15 mg/l beladen. Die Gesamtpartikelkonzentration in unterschiedlichen Filterhöhen über der Filterlaufzeit ist in Abbildung A9.1 dargestellt. Es spiegelt sich in dem Kurvenverlauf zunächst die theoretische Aufenthaltszeit der Partikel im Filtermaterial wider. Zuerst steigt die Partikelkonzentration im Überstauraum (Messstelle M10) an. An der Messstelle M4 zwischen den beiden Filterschichten beginnt der Anstieg der Partikelkonzentration fünf Minuten später. Nach weiteren fünf Minuten ist der Anstieg oberhalb der Stützschrift (Messstelle M1) festzustellen.

Der Rückhalt der partikulären Wasserinhaltsstoffe ist in der Filterschicht aus Quarzsand mit 80.000 Partikel/ml deutlich höher als in der Anthrazit-Filterschicht. Hier werden nur 35.000 Partikel/ml zurückgehalten.

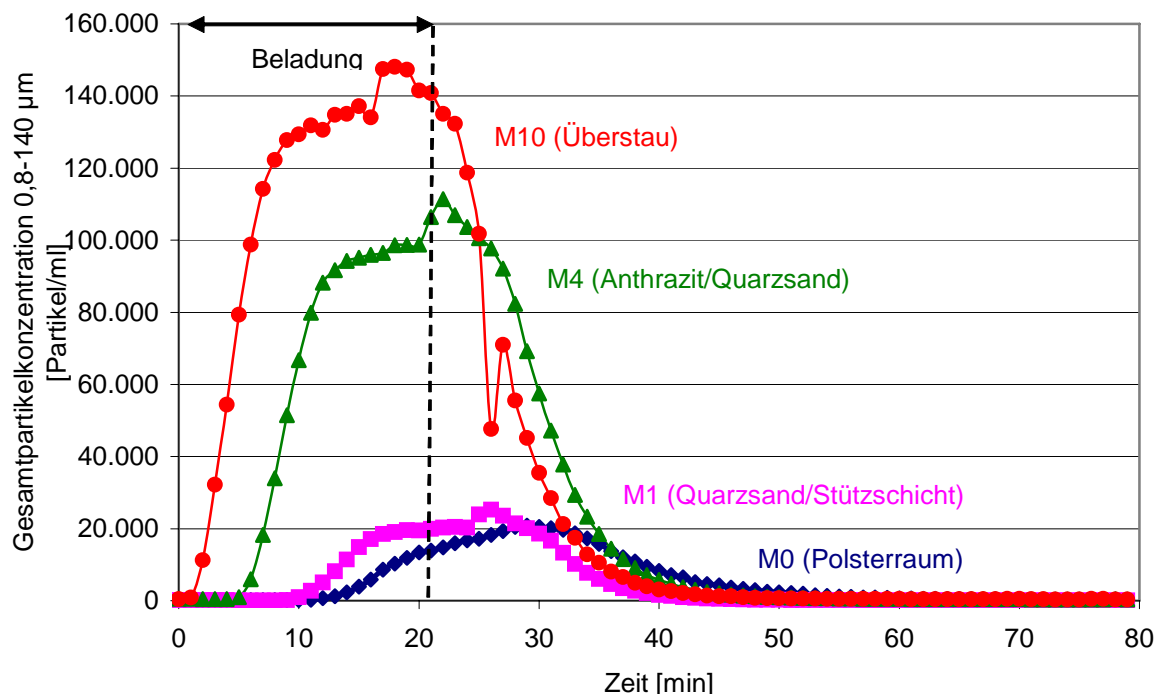


Abb. A9.1: Partikelkonzentration bei der Filtration während einer 20-minütigen Beladung mit 15 mg/l Ocker

Da die maximale Partikelkonzentration im Polsterraum (Messstelle M0) in etwa der Partikelkonzentration oberhalb der Stützschrift (Messstelle M1) entspricht, findet in der Stützschrift, wie erwartet, kein Rückhalt von Partikeln statt. Der Kurvenverlauf der Messstelle M0, die sich im Polsterraum befindet, weicht charakteristisch von den Verläufen der anderen Kurven ab. Dieses ist auf Vermischungseffekte im Polsterraum zurückzuführen. Im Polsterraum ist das Wasservolumen deutlich größer als das Porenvolumen im Filterbett. Die Dämpfung tritt auch nach einer Filterlaufzeit von 30 Minuten bei der Abnahme der Partikelkonzentration auf. Verschleppungseffekte, die von der Stützschrift ausgehen könnten, lassen sich am Kurvenverlauf nicht erkennen. Um bei der Interpretation der Ergebnisse keine Abweichungen durch die Dämpfung im Polsterraum berücksichtigen zu müssen, wird bei der Auswertung der halbtechnischen Versuche auf die differenzierte Betrachtung der Messstellen M0 verzichtet.

## Anhang 10: Vorbereitung des Filterbetts

Zur Herstellung einer einheitlichen Ausgangssituation für das Filterbett wurde der VersuchsfILTER vor Beginn eines Versuchs zunächst 15 Minuten mit einer Geschwindigkeit von 35 m/h gespült. Danach wurde die Filtrationsphase mit einer Filtergeschwindigkeit von 3,5 m/h begonnen. Dem Rohwasser wurden für die ersten 30 Minuten jedoch keine Ockerpartikel zudosiert. Wie Abbildung A10.1 zeigt, war nach dieser halbstündigen Filtrationsphase die Ablaufkonzentrationen aller Messstellen nahezu gleich und sehr gering. Es konnte von einem nahezu unbeladenen Filterbett ausgegangen werden. Anschließend wurde mit der fünfstündigen Beladung des Filterbetts mit einer Ockerkonzentration von 15 mg/l begonnen.

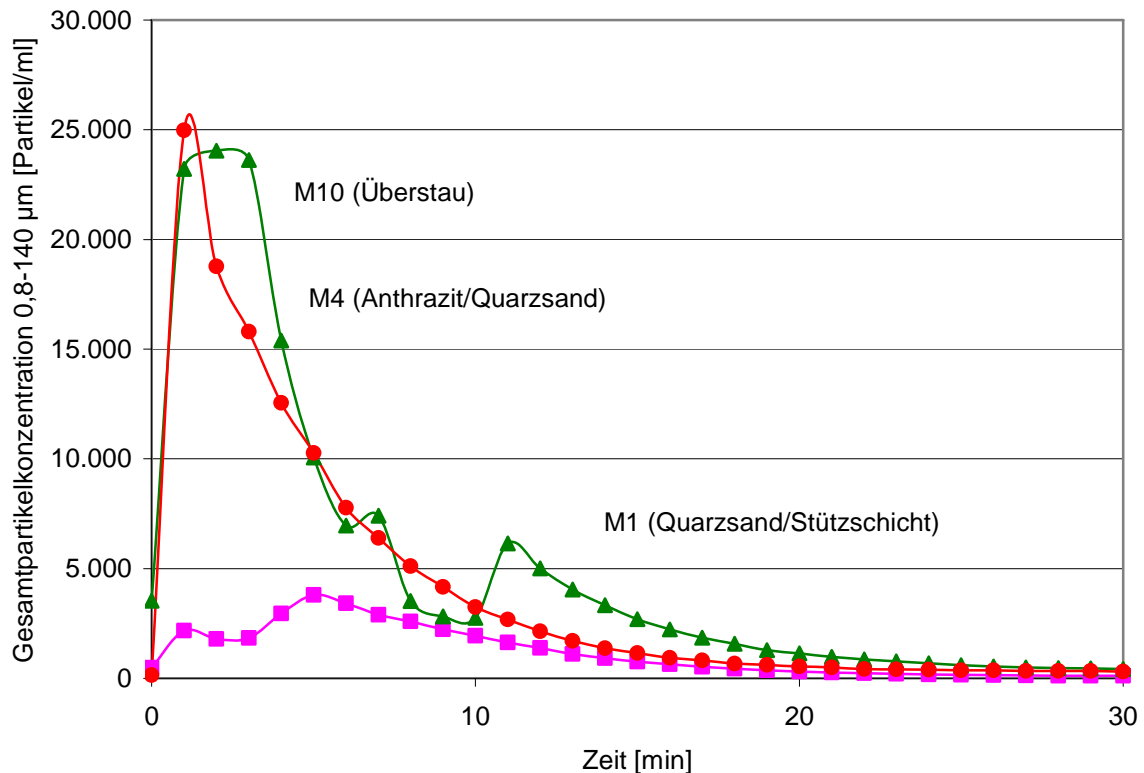


Abb. A10.1: Vorlaufphase vor Versuchsbeginn ohne Rohwasserbeladung

## Anhang 11: Vergleich von Simulation und Messergebnissen

Um das verwendete mathematische Modell auf seine Genauigkeit überprüfen zu können, wurden Versuchsergebnisse mit den Ergebnissen von Simulationsrechnungen verglichen.

Hierzu wurde zunächst bei der Filterspülung die Überfallhöhe  $h_{\bar{u}}$  bei unterschiedlichen Leerrohrgeschwindigkeiten am VersuchsfILTER messtechnisch ermittelt. Anschließend wurde ein Modell des VersuchsfILTERs erstellt und im Rahmen einer Simulationsrechnung mit unterschiedlichen Leerrohrgeschwindigkeiten durchströmt. Für die Berechnung der Durchströmung des Überstauraums mit Leerrohrgeschwindigkeit wurde ein zeitabhängiger Lösungsalgorithmus verwendet. Als Mehrphasenmodell wurde das *Volume of Fluid* - Modell gewählt. Die Ergebnisse der Modellrechnung wurden mit den am VersuchsfILTER ermittelten Werten in Abbildung A11.1 verglichen.

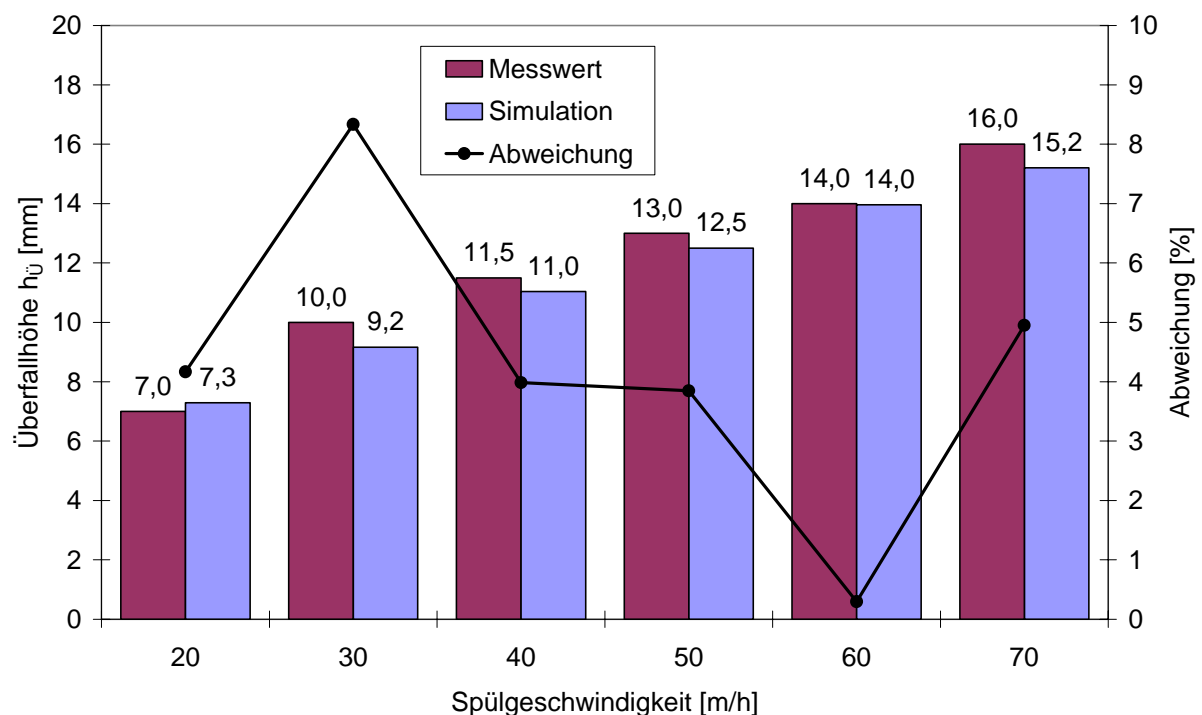


Abb. A11.1: Überfallhöhen  $h_{\bar{u}}$  – Vergleich von Simulation und Messergebnissen [Lindenthal (2007)]

Der Vergleich der Ergebnisse der Modellrechnung mit den Messwerten des VersuchsfILTERs zeigt, dass die absolute Abweichung für die Überfallhöhe bei unter einem Millimeter lag. Daraus ergibt sich ein relativer Fehler von maximal 8 %. Unter Be-

rücksichtigung der Messgenauigkeit bei der experimentellen Erfassung der Messwerte von etwa einem halben Millimeter ist davon auszugehen, dass mit den gewählten Randbedingungen der Oberflächenverlauf ausreichend genau mit der numerischen Strömungssimulation berechnet wurde.

## Anhang 12: Simulation des Geschwindigkeitsprofils oberhalb des Filterbetts

Um das Geschwindigkeitsprofil bei der Filterspülung oberhalb des Filterbetts festzustellen, wurden zunächst einige Voruntersuchungen bei der Strömungssimulation durchgeführt. Hierbei wurde nur der Bereich oberhalb des Filterbodens betrachtet. Das Filtermaterial wurde als poröses Medium (Kapitel 3.3.9) berücksichtigt. Die Porosität des Filtermaterials und der Druckverlust im Filtermedium wurden hierfür experimentell ermittelt. Für die Berücksichtigung des Druckverlustes verwendet FLUENT die Gleichung von ERGUN (Gleichung 3.7). Hierfür sind die Porosität  $\epsilon_F$ , der viskose Widerstand  $1/\alpha$  (Gleichung 3.13) und der Trägheitswiderstand  $C_2$  (Gleichung 3.14) anzugeben.

Das Geschwindigkeitsprofil in der Grenzschicht vom Filterbett zum Überstauraum ist in Abbildung A12.1 dargestellt. Es wird für jedes Rechengitter ein Vektorpfeil dargestellt. Damit ist die größere Vektordichte am Rand durch das Rechengitter bedingt.

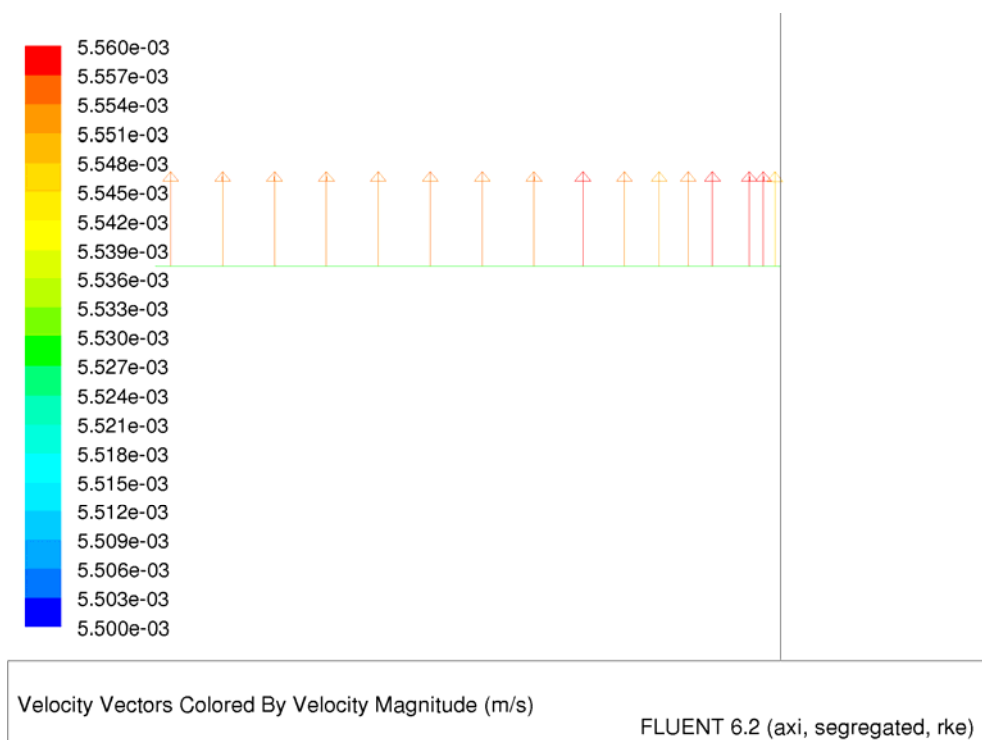


Abb. A12.1: Geschwindigkeitsprofil an der Oberkante des Filterbettes bei einer Spülgeschwindigkeit von 11,0 m/h

Die Vektorlänge stellt die Höhe der Geschwindigkeit dar. Es hat sich eine gleichmäßige Geschwindigkeitsverteilung eingestellt. Die Abbildung A12.1 verdeutlicht, dass der Randeffect im Festbett bei der Spülung mit Geschwindigkeiten unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit oder bei der Filtration eine völlig unterordnete Rolle spielt. Aufgrund dieser Modellrechnung wurde bei den Simulationsrechnungen davon ausgegangen, dass das Fluid als Kolbenströmung in den Bereich des Überstau-  
raums eintritt.

## Anhang 13: Tracerversuche im Überstauraum

Um den schlechten Partikeltransport im Überstauraum zu verdeutlichen, wurden Farbversuche durchgeführt. Dazu wurde mit einer speziellen Vorrichtung während der Spülung mit Filtrationsgeschwindigkeit zwischen den Messstellen M10 und M11 Kaliumpermanganat dosiert. Hierdurch wurde ein schlechtes Transportverhalten der Partikel festgestellt. Die rötlichen Farbfäden des Kaliumpermangants verteilten sich zu Feldern oberhalb der Eintrittsöffnung. Der Austrag des Kaliumpermanganats war aufgrund der sehr geringen Aufstiegs geschwindigkeit so langsam, dass man durchaus bei einer Spülgeschwindigkeit von 3,5 m/h von einem Beharrungszustand innerhalb des Überstauraums sprechen konnte. Es wurden teilweise Rückvermischungseffekte des Farbtracers festgestellt.

Der Farbversuch wurde mit der doppelten Geschwindigkeit von 7 m/h wiederholt. Hierbei wurde mittels Farbstoff eine ähnliche Charakteristik deutlich. Auch bei der erhöhten Geschwindigkeit wurde der Farbstoff nur sehr langsam aus dem Überstauraum ausgetragen.

Bei höheren Spülgeschwindigkeiten trat dieses Phänomen nicht mehr auf. Bei Spülgeschwindigkeiten, die kurz unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit lagen, wurden bei den Farbversuchen keine Ablaufstörungen mehr festgestellt. Die Geschwindigkeit in diesem Bereich wurde mit ca. 11 m/h. bestimmt. Es war ein rascher und kontinuierlicher Austrag des injizierten Farbstoffes festzustellen. Aufgrund der Ergebnisse der Farbversuche sollte bei dem im Rahmen dieser Arbeit verwendeten Versuchsfilters die Spülgeschwindigkeit der Nachspülphase knapp unterhalb der Lockerungsgeschwindigkeit liegen.



## Anhang 14: 90 % - Kriterium für den Austausch des Wasservolumens

Für die Auswertung der Simulationsrechnungen zum Austausch des Wasservolumens im Überstauraum während der Nachspülphase wurde ein 90 % - Kriterium gewählt. Der Wert von 90 % ergibt sich aufgrund einer exemplarisch durchgeführten Simulationsrechnung für den zylindrischen Filter ( $d_F = 400 \text{ mm}$ ;  $d_T = 120 \text{ mm}$ ). Anhand Abbildung A14.1 ist zu erkennen, dass eine Spüldauer von 5 Minuten benötigt wird um 90 % des Wasservolumens auszutauschen. Innerhalb der folgenden 5 Minuten werden dann nur noch zusätzliche 4 % ausgetauscht, da der Austausch des Wasservolumens im Bereich der entstandenen Totzonen nur sehr langsam erfolgt. Dieses führt zu einem mehrfachen Austrag des Wasservolumens im Kernbereich. Aufgrund der geringeren Simulationszeit ist es für die Auswertung der Simulationsrechnung ausreichend, die Ergebnisse bei einem 90 %igen Austausch des Wasservolumens zu betrachten.

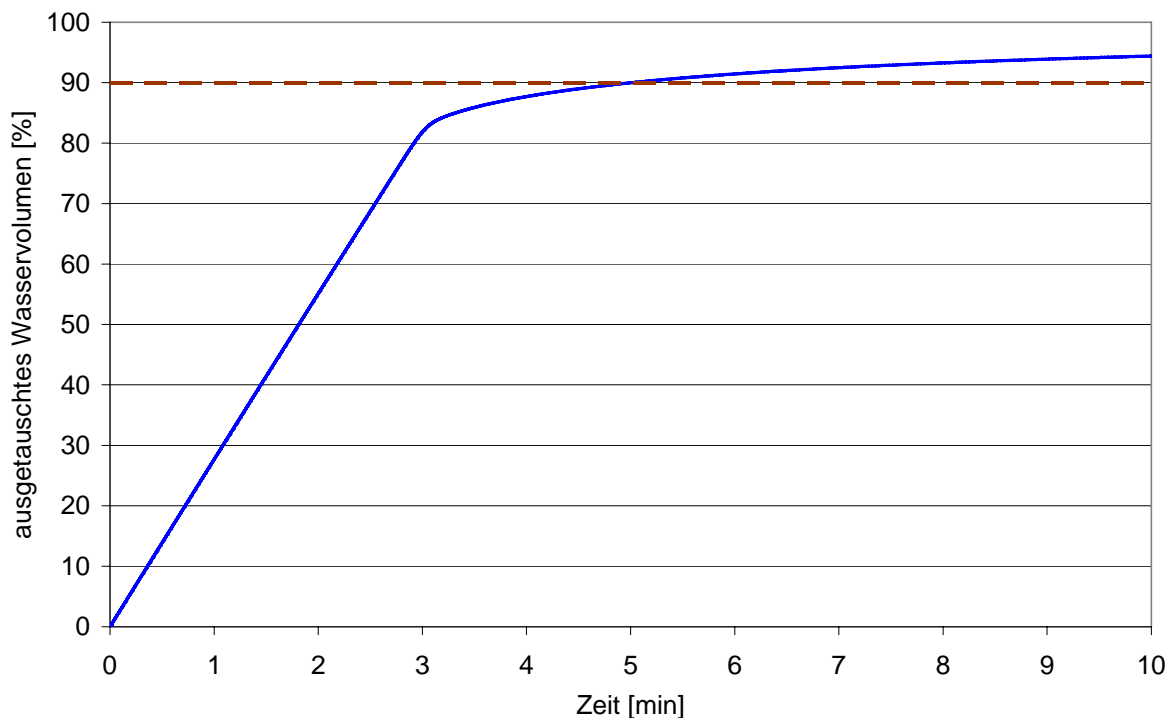


Abb. A14.1: Ausgetauschtes Wasservolumen aus dem Überstauraum (90 % - Kriterium) während der Nachspülphase ( $v_S = 11,0 \text{ m/h}$ ) bei einem zyl. Filter ( $d_F = 400 \text{ mm}$ ;  $d_T = 120 \text{ mm}$ )

## Anhang 15: Einfluss der Wandreibung

Damit der Einfluss der Wandreibung bei verschiedenen Nachspülgeschwindigkeiten in Abhängigkeit des Filterdurchmessers dargestellt werden konnte, wurden Simulationsrechnungen an einem 400 mm langen Rohr mit den Durchmessern 400 mm, 650 mm und 1.200 mm durchgeführt. Das Simulationsmodell des Rohres verfügt über einen *Velocity Inlet* und einen *Pressure Outlet*. Durch Anwendung des Species Transport - Modells wurde die Zeit berechnet, die benötigt wird, um das im Rohr befindliche Wasservolumen zu 100 % auszutauschen. Um den Wandeinfluss darzustellen, wurde in einer weiteren Simulationsrechnung die Wandreibung an den Rohrwänden ausgeschaltet (Scherspannung = 0).

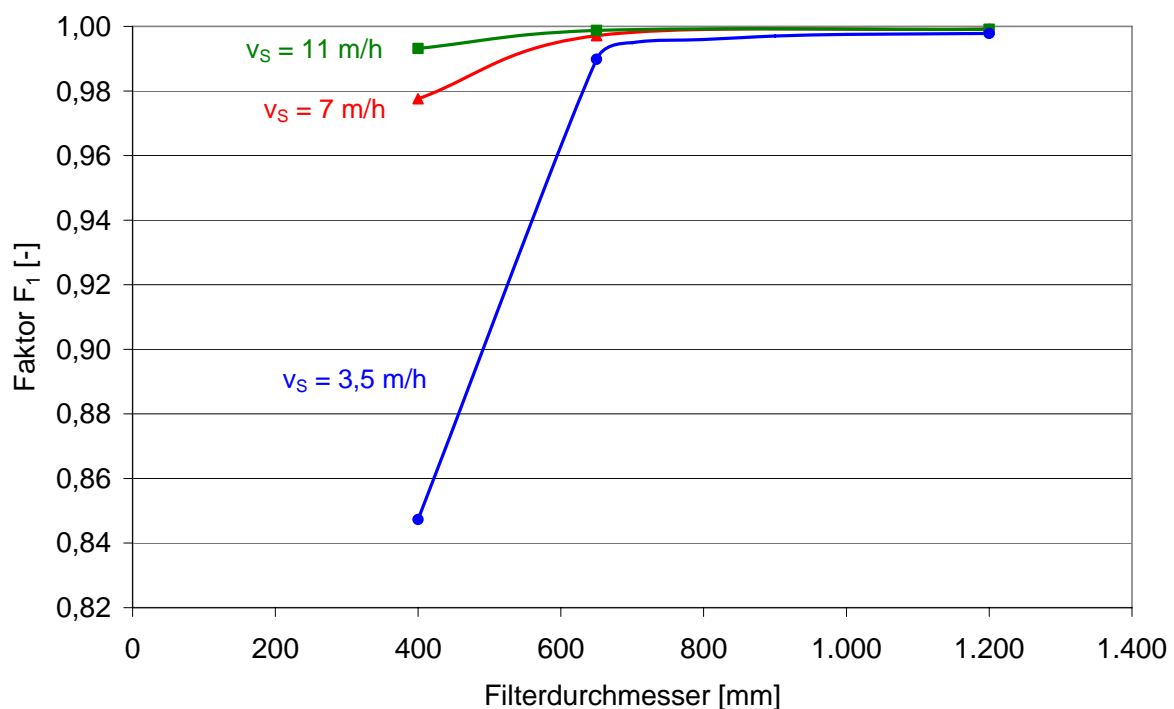


Abb. A15.1: Einfluss der Wandreibung bei der Simulationsrechnung für unterschiedliche Nachspülgeschwindigkeiten in Abhängigkeit vom Filterdurchmesser

In Abbildung A15.1 ist der Faktor  $F_1$  für unterschiedliche Nachspülgeschwindigkeiten über dem Filterdurchmesser dargestellt. Es wurde ein Vergleich der Modellrechnungen mit und ohne Wandreibung durchgeführt. Der Faktor  $F_1$  ist das Verhältnis der Austauschzeiten  $t_{AUS}$  mit (mWR) und ohne (oWR) Berücksichtigung der

Wandreibung für den vollständigen Austausch des im Rohr befindlichen Wasservolumens.

$$F_1 = \frac{t_{AUS,mWR}}{t_{AUS,oWR}} \leq 1 \quad (A15.1)$$

Unterhalb eines Durchmessers von 650 mm liegt eine deutliche Spreizung des Faktors  $F_1$  vor. Bei der Nachspülgeschwindigkeit von 3,5 m/h ist der Faktors  $F_1$  um bis zu 25 % vermindert. Bei 11 m/h ist  $F_1$  nur noch um 1 % vermindert. Der Wandeinfluss ist umso größer, je geringer die Nachspülgeschwindigkeit ist. Ab einem Durchmesser von 650 mm ist der Wandeinfluss kaum wahrnehmbar.

# **TABELLARISCHER LEBENSLAUF**

## **CARSTEN BÄCKER**

geboren am 13. Dezember 1975 in Lünen

ledig

### **SCHULAUSBILDUNG**

1982 - 1986	Leoschule, Lünen
1986 - 1995	Geschwister - Scholl - Gesamtschule, Lünen
1995	Abitur

### **BERUFSAUFBILDUNG**

1995 - 1997	Ausbildung zum Gas- und Wasserinstallateur
-------------	--

### **AKADEMISCHE AUFBILDUNG**

1997 - 2001	Studium der Versorgungs- und Entsorgungstechnik an der Fachhochschule Münster, Abteilung Steinfurt Abschluss: Diplom-Ingenieur (FH)
2001 - 2003	Studium des Technischen Managements in der Gebäudetechnik an der Fachhochschule Münster, Abteilung Steinfurt Abschluss: Master of Science (M.Sc.)

### **BERUFLICHE TÄTIGKEIT**

2001 - 2010	Wissenschaftlicher Mitarbeiter an der Fachhochschule Münster, Abteilung Steinfurt, Fachbereich Energie • Gebäude • Umwelt
seit 2010	Produktmanager bei der Firma Gebr. Kemper GmbH + Co. KG